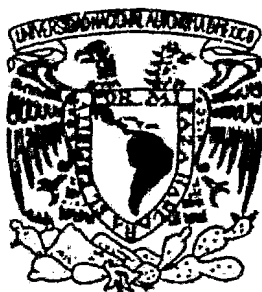


UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO

---

FACULTAD DE QUIMICA



“METODOS GRAFICOS UTILIZADOS EN  
EL CALCULO DE EQUIPO PARA LAS  
OPERACIONES DE ABSORCION,  
DESTILACION, HUMIDIFICACION Y  
EXTRACCION LIQUIDO-LIQUIDO”

TESIS MANCOMUNADA

QUE PARA OBTENER EL TITULO DE  
INGENIERO QUIMICO  
PRESENTAN

ORLANDO ARENAS GARCIA  
MIGUEL ANGEL GARCIA CONTRERAS



Universidad Nacional  
Autónoma de México



**UNAM – Dirección General de Bibliotecas**  
**Tesis Digitales**  
**Restricciones de uso**

**DERECHOS RESERVADOS ©**  
**PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL**

Todo el material contenido en esta tesis esta protegido por la Ley Federal del Derecho de Autor (LFDA) de los Estados Unidos Mexicanos (México).

El uso de imágenes, fragmentos de videos, y demás material que sea objeto de protección de los derechos de autor, será exclusivamente para fines educativos e informativos y deberá citar la fuente donde la obtuvo mencionando el autor o autores. Cualquier uso distinto como el lucro, reproducción, edición o modificación, será perseguido y sancionado por el respectivo titular de los Derechos de Autor.

## INDICE

TEMA 1 . - INTRODUCCION

TEMA 2 . - FORMULACION DE MODELOS  
MATEMATICOS

TEMA 3 . - METODOS DE SOLUCION  
ANALITICOS

TEMA 4 . - METODOS DE SOLUCION  
GRAFICOS

TEMA 5 . - COMPARACION DE METODOS  
DE SOLUCION

TEMA 6 . - CONCLUSIONES

El objetivo de este trabajo es evaluar los métodos gráficos conocidos para el cálculo de equipo en las operaciones de Absorción de Gases, Destilación, Humidificación y Extracción Líquido-Líquido.

La evaluación se lleva a cabo comparando distintos métodos de solución del modelo matemático representativo de cada una de las operaciones analizadas.

Para cada operación se resuelven dos o más problemas por medio de los diferentes métodos de solución presentados.

Para Absorción de Gases se considera que la alimentación está formada por el soluto que se desea recuperar y por un componente inerte.

En Destilación se analiza el caso de mezclas binarias únicamente.

En Humidificación, el análisis se enfoca principalmente al sistema Aire-Agua debido al gran número de casos encontrados en la práctica, aunque también se involucran otros sistemas.

Ya que existen varias formas de contacto en Extracción Líquido-Líquido no es posible hacer una comparación de métodos de solución. No obstante, se resuelven problemas para los casos encontrados con mayor frecuencia en la práctica con respecto a miscibilidad, así como para casos especiales, con objeto de hacer más útil este trabajo.

Al final se emiten conclusiones con respecto a las ventajas de cada método de solución, indicando su aplicabilidad con respecto a exactitud, grado de dificultad y consumo de tiempo para su utilización.



T E M A 1 . - INTRODUCCION1.1. Generalidades sobre Ingeniería Química.

La Ingeniería Química se ocupa de procesos industriales en los cuales las materias primas se transforman o separan en productos útiles. El Ingeniero Químico tiene que desarrollar, diseñar y llevar a cabo el proceso, así como el equipo utilizado en dicho proceso. Al igual que la Ingeniería en general, la Ingeniería Química es también un arte y una ciencia; el ingeniero utilizará la ciencia siempre que le permita resolver sus problemas y si ésta no es capaz de proporcionarle una solución completa, tendrá que recurrir a la experiencia y a su criterio.

Como se dijo al principio, el Ingeniero Químico se ocupa de los procesos y del equipo de proceso; éste proceso puede ser cualquier serie o conjunto de pasos, que incluyan cambios en la composición química, o bien, cambios físicos en el material que se prepara, procesa, separa o se purifica. El trabajo de muchos ingenieros químicos implica la selección de los pasos apropiados y de orden adecuado, para formular un proceso que tienda a llevar a cabo una operación de manufactura química, una separación o una purificación.

En vista de que cada uno de estos pasos que constituyen un proceso está sujeto a variaciones, el ingeniero químico debe especificar también la condición exacta bajo la cual debe llevarse a efecto cada paso.

El ingeniero químico para desarrollar su labor aplica principios procedentes de las ciencias físicas y principios derivados de la Economía y de las Relaciones Humanas. Las ciencias físicas a las que se hace alusión son obviamente la Química y la Física y,

como generalmente los procesos que son de la responsabilidad del ingeniero químico involucran una o varias reacciones químicas, éste debe comprender la Química de todas las reacciones involucradas y los cambios físicos inherentes a la preparación y a la purificación de las mezclas provenientes de las reacciones. Además, puesto que todo el trabajo del ingeniero debe ser cuantitativo, - la matemática es una herramienta clave para él, a lo largo de todo su trabajo.

### 1.2. Operaciones Unitarias.

Los procesos químicos pueden consistir de una secuencia de pasos que pueden variar ampliamente y los principios de los cuales son independientes del material que se procesa, o bien, de otras características del sistema particular.

Algunos de dichos pasos son reacciones químicas, en tanto que otros son cambios físicos. La versatilidad de la Ingeniería Química conduce en la práctica, al desdoblamiento de un proceso complejo en estadios físicos individuales llamados Operaciones Unitarias, así como también en reacciones químicas.

Las Operaciones Unitarias en su concepto dentro de la Ingeniería Química, se basan en la interpretación de secuencias de pasos que varían ampliamente y que pueden reducirse a operaciones sencillas que sean idénticas en sus fundamentos haciendo caso omiso del material que se procesa. Este concepto de las Operaciones Unitarias lo enunció por primera vez Arthur D. Little en 1915 en la forma siguiente:

"Cualquier proceso químico, en cualquier escala que se lleve a cabo, se puede dividir en una serie coordinada de lo que puede llamarse acciones unitarias, como son: Pulverización, Mezclado, Secado, Cristalización, Filtración, Evaporación, Absorción, Electrólisis y así sucesivamente. El número de estas operaciones unitarias básicas no es muy grande y, relativamente, pocas se encuentran incluidas en un proceso particular. La complejidad de la Ingeniería Química resulta precisamente de la variedad de condiciones tales como temperatura, presión, concentración, etc., bajo las cuales tienen que ser llevadas a cabo las acciones unitarias en los diversos procesos, y de las limitaciones que ofrecen los materiales de construcción, así como del diseño que se impone a los aparatos debido a las características físicas y químicas de las sustancias reaccionantes".

En general, el término Operaciones Unitarias, se ha restringido a aquellas operaciones en las cuales los cambios son esencialmente físicos. Esto no es verdad universal, en virtud de que el término absorción gaseosa se utiliza apropiadamente para la operación de extraer un gas de una mezcla, ya sea mediante una solución física o mediante una reacción química con el solvente. Muy frecuentemente los cambios químicos tienen lugar en un material que se ha destilado o calentado. En tales casos, la operación física es de primera importancia, y si ocurre en forma simultánea un cambio químico, aquel se maneja generalmente tomando en cuenta el cambio de propiedades del material.

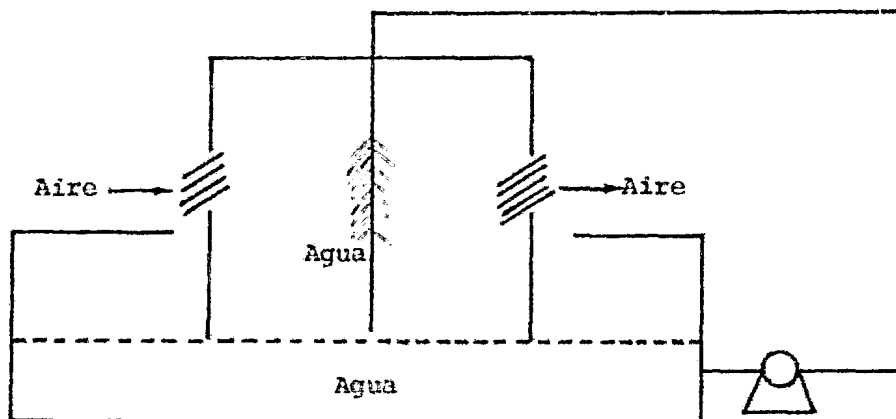
Todas las operaciones unitarias se basan en principios científicos traducidos a realidades y aplicaciones industriales en los diversos campos de la ingeniería.

En toda la industria, se encuentran ejemplos de la mayor parte de las operaciones unitarias en aplicaciones que caen dentro del dominio de otros campos de la ingeniería. No obstante, el ingeniero químico debe llevar a cabo muchas operaciones unitarias sobre materiales que varían ampliamente sus propiedades físicas y químicas.

cas bajo condiciones extremas de presión y temperatura.

Para analizar una operación unitaria, se puede representar por un modelo que simule el comportamiento de la misma. Dicho modelo puede ser físico o matemático.

i) Modelo físico.- Se representa en un sistema a escala (equipo) al sistema real que se trata de estudiar y se provoca el fenómeno con el objeto de cuantificar el cambio en las distintas variables relevantes del fenómeno.



ii) Modelo matemático. Se representa al sistema mediante un modelo geométrico dibujado sobre el plano. Se identifican las variables relevantes y la interacción con los alrededores y a continuación, aplicando las técnicas de balance de materia y energía dentro del entorno de las leyes naturales que rigen al sistema, se obtiene una ecuación o conjunto de ecuaciones que representan al fenómeno.

### 1.3. Formulación de Modelos por Balance de Materia y Energía.

Cuando el ingeniero químico se encuentra con el problema de diseñar el equipo para un proceso determinado, surge la necesidad de un modelo matemático. El modelo matemático del equipo deberá estar fundamentado en las cantidades de materiales y energía, así como en las leyes naturales que rijan el comportamiento de dicho equipo.

El Balance de Materia está basado en la ley de conservación de la materia que establece que ésta no se crea ni se destruye, sólo se transforma. Esto conduce al concepto de masa, y la ley correspondiente afirma que la masa de las sustancias que intervienen en un proceso cualquiera permanece constante. Esta ley no es válida cuando la materia se mueve a velocidades próximas a la de la luz o cuando las sustancias sufren reacciones nucleares. En estas circunstancias, la materia y la energía son interconvertibles, de forma que solamente la suma de ambas es constante, y no cada una de ellas por separado. Sin embargo, en la mayor parte de los procesos ingenieriles esta transformación es demasiado pequeña para ser detectada y, en consecuencia, se supone que la materia y la energía son independientes.

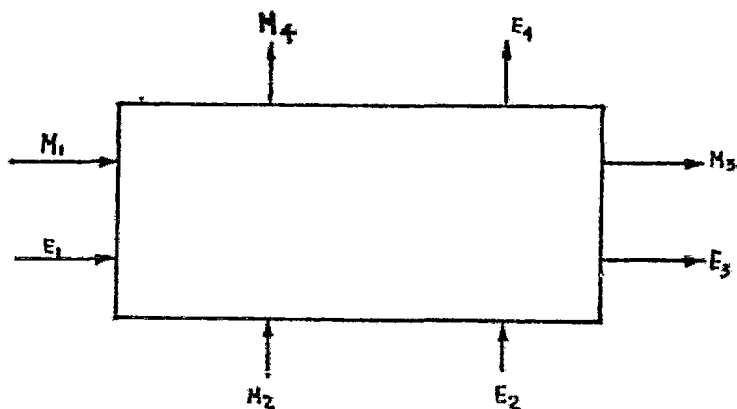
La conservación de la masa exige que los materiales que entran en un proceso tienen que acumularse o salir del mismo; o lo que es equivalente: no puede haber pérdidas o ganancias durante el proceso. La mayor parte de los procesos que se consideran aquí transcurren sin acumulación, de forma que la ley de la conservación de la materia se reduce simplemente a que la entrada es igual a la salida.

El Balance de Materia es válido para todo el proceso o aparato, así como para cualquier parte de los mismos. Es igualmente aplica-

ble a todo el material que entra y sale del proceso o a un determinado material que pasa a través del proceso sin sufrir transformación.

El Balance de Energía está basado también en la ley de conservación de ésta, que de igual manera expresa el mismo hecho, con respecto a la entrada y salida de energía a un proceso o aparato, que la ley de conservación de la masa. Para que un balance de energía sea correcto tiene que incluir todos los tipos de energía que intervienen en el proceso, tales como calor, energía mecánica, química, eléctrica, u otras formas de la misma.

Consideremos el siguiente ejemplo sencillo:



Siendo las corrientes  $M$  de materia y  $E$  de energía, y pudiendo estar unidas en una sola o no, dichas corrientes como:  $M_1$  y  $E_1$ ,  $M_4$  y  $E_4$ ,  $M_3$  y  $E_3$ ,  $M_2$  y  $E_2$ .

Aplicando los Balances de Materia y Energía tendremos en forma global:

$$\text{ENTRADA} = \text{SALIDA}$$

$$M_1 + M_2 = M_3 + M_4 \quad \text{Balance de Materia}$$

y

$$E_1 + E_2 = E_3 + E_4 \quad \text{Balance de Energía}$$

Dependiendo del tamaño del sistema analizado, podemos aplicar balances diferenciales o balances integrales.

#### 1.4. Fenómenos de Transporte

Casi todas las operaciones unitarias incluyen el transporte de masa, de calor o de cantidad de movimiento. Ese transporte puede tener lugar dentro de una fase o entre las fases. En muchos casos es necesario conocer la velocidad de transporte de masa, de calor o de cantidad de movimiento para poder analizar o diseñar el equipo para las operaciones unitarias. Por ejemplo, la velocidad de transferencia de masa es un factor importante en la determinación de la eficiencia de los pasos o etapas en el contacto discontinuo, el cual debe conocerse para poder determinar el número real de etapas necesarias para una separación determinada.

Conocer los principios de transporte de cantidad de movimiento es una premisa básica para el diseño adecuado de las bombas y de los sistemas de tuberías, tan esenciales para la industria química. En forma similar, el diseño de los cambiadores de calor requiere la comprensión previa del mecanismo fundamental de transporte para la energía térmica.

Los mecanismos fundamentales de transporte de masa, calor y cantidad de movimiento están íntimamente relacionados. Las ecuaciones de velocidad para los tres sistemas de transporte tienen la misma forma; y bajo situaciones físicas sencillas, los mecanismos de transporte son idénticos.

Hay dos formas de transporte: molecular y turbulento. El transporte molecular depende del movimiento de las moléculas individuales. El transporte turbulento se origina en el movimiento de grandes grupos o paquetes de moléculas.

#### 1.4.1. Transporte molecular.

Cada molécula de un sistema tiene una cierta cantidad de masa, energía térmica y, en muchos casos, cantidad de movimiento asociadas con ella. El transporte de masa tiene lugar cuando existe un gradiente de concentración entre las fases: la masa será transferida de la fase de mayor concentración a la fase de concentración inferior. De la misma forma, si hay un gradiente de temperatura entre las fases en contacto, ya sea directo o utilizando un cambiador de calor, habrá una transferencia de energía térmica hacia la fase con menor temperatura.

La forma general de las ecuaciones de transporte molecular es:

$$\Psi_{\text{neto}} = \delta \Gamma$$

en donde:

$\Psi$  = flujo de la propiedad que se transfiere.

$\delta$  = Constante de proporcionalidad, difusibilidad de transporte.



$\Gamma$  = Concentración de la propiedad que se transfiere.

Correspondiendo a:

Para la cantidad de movimiento:

$$\mathcal{T}_y g_c = -\gamma \frac{d\mathcal{P}\mu}{dx} \text{ -----Ecuación de Newton}$$

en donde:

$\mathcal{T}_y$  = Esfuerzo cortante sobre el fluido

$g_c$  = Constante gravitacional

$\gamma$  = Difusibilidad de cantidad de movimiento  
=  $\mu/\rho$

$\mu$  = Viscosidad absoluta del fluido

$\rho$  = Densidad del fluido

$v$  = Velocidad del fluido

$x$  = Distancia

Para el transporte de Energía térmica:

$$Q/A = -\alpha \frac{d\rho c_p T}{dx} \text{ -----Ecuación de Fourier}$$

en donde:

$Q$  = Flujo de energía térmica que se transfiere.

$A$  = Area de transporte.

$\alpha$  = Difusibilidad térmica

=  $k/\rho c_p$

$c_p$  = Capacidad calorífica.

$k$  = Conductividad térmica.

$T$  = Temperatura.

y para el transporte de masa:

$$N_a/A = - \mathcal{D} \frac{dC_a}{dx} \text{ -----Ecuación de Fick}$$

en donde:

$N_a$  = Cantidad de masa que se transfiere

$\mathcal{D}$  = Difusibilidad de masa

$C_a$  = Concentración

#### 1.4.2. Transporte turbulento.

En este caso, dado que la transferencia es por paquetes de moléculas, no existe a nivel de teoría cinética un modelo general, pero agregando a cada una de las ecuaciones presentadas un término de contribución por efecto turbulento, todas las ecuaciones se transforman a una forma generalizada representada por la siguiente ecuación:

Flujo de propiedad = Coeficiente de transferencia \* gradiente  
de la propiedad.

No existe un modelo riguroso para calcular este coeficiente de transferencia; la aplicación del análisis dimensional (Teorema  $\pi$ ) permitió proponer modelos para este coeficiente en función de variables de operación (flujos, composición), de propiedades físicas (densidad, viscosidad, conductividad térmica) y de variables geométricas (diámetro, longitud, áreas de contacto, etc.), los cuales han sido ajustados a datos experimentales.

Muchos de estos modelos están reportados en la bibliografía y algunos se utilizan en el desarrollo de este trabajo.

TEMA 2 . - FORMULACION DE MODELOS  
MATEMATICOS

2.1. Absorción de Gases

La absorción de gases es la operación unitaria en la cual uno o más componentes solubles de una mezcla gaseosa se disuelven en un líquido. La absorción puede ser un fenómeno puramente físico o puede implicar la disolución del material en la fase líquida y posteriormente reaccionar con uno o más constituyentes de la solución. La operación inversa es la desorción y consiste en la transferencia de uno o más componentes volátiles de la fase pesada a la fase ligera.

El equipo usado para poner en contacto continuo un vapor y un líquido puede ser, por ejemplo, una torre empacada, una torre de platos o una torre donde el líquido es rociado y la fase ligera se mueve a través de ella. En general, la fase gaseosa y la líquida fluyen a contracorriente a fin de obtener el mayor gradiente de concentración y por lo tanto, la mayor velocidad de absorción. Ocasionalmente, las operaciones de absorción se realizan en columnas rociadoras, columnas de pared húmeda, tanques agitados u otro tipo de equipos.

Existen tres aspectos importantes en el diseño de una torre de absorción o desorción, y éstos son los siguientes:

- 1.- Datos del equilibrio líquido-vapor del sistema, a fin de determinar el grado máximo de separación.
- 2.- Datos sobre el flujo de líquido y vapor manejados para poder determinar el tamaño del equipo.

3. Los datos de equilibrio y los balances de materia se uti-lizan, en combinación, con las relaciones peculiares al proceso de absorción para determinar el número de etapas en equilibrio (platos teóricos o unidades de transferencia) necesarias para la separación deseada. La dificultad en la separación, depende tanto del grado de recuperación deseada, como de las características del equilibrio del sistema considerado.

El diseño debe especificar, entre otras cosas, principalmente: (1) selección del solvente, (2) la velocidad del gas a través del equipo (diámetro) y (3) la altura del equipo y sus partes internas.

(1).- Selección del solvente.- El solvente ideal debe ser no volátil, no corrosivo, estable, no viscoso, no debe producir espuma, no flamable y tener una afinidad grande por el soluto. Desafortunadamente, el solvente ideal raramente se encuentra, y como consecuencia, la selección generalmente se basa en la alternativa más deseable. Donde la selección es posible, ésta se hará en favor del líquido que presente la más alta solubilidad por el soluto.

(2).- Relación líquido-gas.- La cantidad mínima de solvente se estima a partir de la composición del gas de entrada y considerando que el solvente abandona la torre saturado. La cantidad de solvente utilizado será, generalmente, de 1.25 a 2 veces el valor mínimo.

En algunas aplicaciones donde se manejan gases demasiado solubles o cuando la torre trabaja a vacío, puede ocurrir que la cantidad mínima de solvente, requerido para la absorción, no sea suficiente para mantener húmeda la superficie del empaque, dando como resultado una pobre distribución del líquido. Desafortunadamente no existe una forma para determinar el flujo mínimo de solvente para el cual el empaque está completamente húmedo. Sin embargo, Morris & Jackson (1) definen un flujo mínimo expresado como  $V_L/a$ , donde  $V_L$  = flujo volumétrico,  $\text{Ft}^3/\text{hr Ft}^2$  de sección transversal en la torre y  $a$  = área interfacial por volumen de empaque  $\text{Ft}^2/\text{Ft}^3$ . Cuando el flujo de solvente a la torre empacada es menor que este flujo mínimo, la recirculación de líquido es deseable aún a costa de la reducción del gradiente para la transferencia de masa.

Los métodos para estimar la caída de presión, se verán en el siguiente capítulo. La caída de presión en el punto de inundación para los tipos de empaque comunmente usados es aproximadamente de 2" de columna de agua por pie de columna empacada y de 1/2" para cuando se opera al 50% del punto de inundación.

(3).- Altura del equipo.- Las torres empacadas operan en una forma diferente a las columnas de platos, ya que en las primeras, las fases están en contacto continuamente a lo largo del equipo. Así, en una torre empacada la composición del líquido y el gas cambian continuamente con la altura del empaque. Cada punto sobre la línea de operación representa condiciones encontradas a lo largo de la torre, mientras que en la torre de platos, sólo puntos aislados sobre la línea de operación corresponden a etapas con un significado real. El desarrollo que sigue, se

dedicará solamente a columnas empacadas.

Los métodos para estimar la altura necesaria para efectuar una separación dada, están basados en el uso de expresiones de velocidad para representar la transferencia de masa y en balances de materia para representar el cambio en la composición de las dos fases a través de la torre.

En la Fig. 2.1 se representa una sección de una columna de absorción empacada. En el Estado estable, un balance de materia en el elemento diferencial proporciona:

$$\delta \quad G_M' \frac{dy}{(1-y)^2} = L_M' \frac{dx}{(1-x)^2} \quad \text{-----} (2.1)$$

integrando la Ec. 2.1 se obtiene la ecuación:

$$G_M' \frac{y}{1-y} - \frac{Y_2}{1-Y_2} = L_M' \frac{x}{1-x} - \frac{x_2}{1-x_2} \quad \text{-----} (2.1.a)$$

La Ec. 2.1 es la forma diferencial y la Ec. 2.1.a es la forma integrada de la línea de operación.

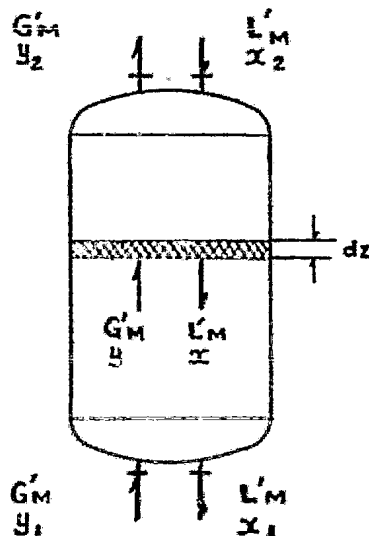


Fig. 2.1

Cuando las fracciones mol  $y$  y  $x$  son demasiado pequeñas (soluciones diluidas), los flujos molares de las dos fases ( $G_M$  y  $L_M$ ) prácticamente permanecerán constantes a lo largo de la torre. Para este caso, la línea de operación se transforma en:

$$G_M (y - y_2) = L_M (x - x_2) \text{ ----- (2.2)}$$

En la sección diferencial  $dz$ , la velocidad de cambio en la composición de un componente dentro de una fase, debe ser igual a la proporción de transferencia de la otra fase. Así que, para la fase ligera:

$$d(G_M y) = k_y (y - y_1) dA = K_y (y - y^*) dA \text{ ----- (2.3)}$$

en donde  $dA$  es el área de transferencia interfacial asociada con la longitud diferencial de la torre. Esta área de transferencia en una columna empacada es mucho más difícil de medir, por lo que es más conveniente expresarla como:

$$dA = a S dz \text{ ----- (2.4)}$$

Puesto que "a" no se conoce generalmente para las columnas empacadas, se le combina con el coeficiente de transferencia para dar un coeficiente compuesto  $k_y a$ . Así que, la Ec. 2.3 puede combinarse con la Ec. 2.4 proporcionando:

$$d(G_M y) = k_y a (y - y_1) S dz = K_y a (y - y^*) S dz \text{ --- (2.5)}$$

Esta última ecuación se emplea para encontrar la altura

requerida de la torre integrando sobre el cambio total de la concentración en la misma.

$$\int_0^z dz = \int_{Y_1}^{Y_2} \frac{d(G_M Y)}{K_Y a S (Y - Y_i)} = \int_{Y_1}^{Y_2} \frac{d(G_M Y)}{K_Y a S (Y - Y^*)} \quad \text{----- (2.6)}$$

En una forma similar, puede calcularse la altura de la torre, utilizando los cambios de composición de la fase pesada, junto con el gasto correspondiente:

$$\int_0^z dz = \int_{x_1}^{x_2} \frac{d(L_M x)}{K_X a S (x_1 - x)} = \int_{x_1}^{x_2} \frac{d(L_M x)}{K_X a S (x^* - x)} \quad \text{----- (2.7)}$$

Las ecuaciones 2.6 y 2.7 representan las ecuaciones rigurosas para el diseño de una torre de absorción. En este caso, el flujo de las fases, tanto ligera como pesada, será variable como resultado de la transferencia de soluto entre las mismas. Esta complicación puede ser evitada, considerando que la cantidad de gas libre de soluto, que es esencialmente insoluble, es constante. Si  $G_M'$  es el flujo de gas libre de soluto y  $G_M' = G_M (1-y)$ , entonces:

$$d(G_M Y) = G_M \frac{dy}{1-y} \quad \text{----- (2.8)}$$

Sustituyendo este valor en la Ec. 2.6 se obtiene:

$$\int_0^z dz = \int_{Y_1}^{Y_2} \frac{G_M}{K_Y a S} \frac{dy}{(1-y)(Y - Y_i)} = \int_{Y_1}^{Y_2} \frac{G_M}{K_Y a S} \frac{dy}{(1-y)(Y - Y^*)} \quad (2.9)$$



En términos de la fase pesada, la ecuación de diseño será:

$$\int_0^z dz = \int_{x_1}^{x_2} \frac{L_M}{k_x a S} \frac{dx}{(1-x)(x_1-x)} = \int_{x_1}^{x_2} \frac{L_M}{K_x a S} \frac{dx}{(1-x)(x^*-x)} \quad (2.10)$$

Estas dos últimas ecuaciones son las ecuaciones rigurosas para el diseño, aplicables a la difusión a través de un componente estacionario. Estas ecuaciones pueden expresarse en términos de unidades de transferencia y la altura de una unidad de transferencia, aunque esta última cantidad queda dentro de la integral, ésto es:

$$\int_0^z dz = \int_{y_1}^{y_2} H_g dN_g = \int_{y_1}^{y_2} H_{og} N_{og} = \int_{x_1}^{x_2} H_L dN_L = \int_{x_1}^{x_2} H_{OL} dN_{OL} \quad (2.11)$$

El término que representa la unidad de transferencia incluye el término  $(1-y)$  ó  $(1-x)$  en el denominador. Para facilitar la resolución, sería conveniente que los términos  $H_g$  ó  $H_{og}$  pudieran ser tratados como una constante. Para estimar el valor del coeficiente de transferencia de masa, se utiliza una correlación, parecida a aquella que se utiliza en la transferencia de calor, obtenida a partir de datos generados en una torre de pared húmeda (2) :

$$Sh = 0.023 Re^{0.83} Sc^{0.33}$$

6

$$\frac{k'_G D}{\mathcal{D}_G} = 0.023 \left( \frac{D V \rho_g}{\mu'_G} \right)^{0.83} \left( \frac{\mu'_G}{\rho_g \mathcal{D}_G} \right)^{0.33} \quad (2.12)$$

de donde se puede deducir que para un sistema cuya geometría, propiedades físicas y relaciones de flujo sean constantes, el valor del coeficiente de transferencia también será constante. La relación entre la difusión contraria equimolar y la difusión de un soluto a través de un componente estacionario es:

$$k'_y a = k_y a \frac{y_{bML}}{y_t} \quad (2.13)$$

Puesto que el coeficiente  $k'_y a$  es constante para un sistema especificado,  $k_y a y_{bML}/y_t$  debe ser independiente de la concentración. Este hecho se usará para simplificar el término integral de la Ec. 2.9

Si el numerador y el denominador del segundo término de la Ec. 2.9 se dividen entre  $y_{bML}/y_t$  se obtiene:

$$\int_0^z dz = \int_{y_1}^{y_2} \frac{G_M}{k_y a S (1-y)_{ml}} \frac{(1-y)_{ml} dy}{(1-y)(y-y_1)} = \int_{y_1}^{y_2} \frac{G_M}{k_y a S (1-y)_{ml}} \frac{(1-y)_{ml} dy}{(1-y)(y-y^*)}$$

El término  $k_y a (1-y)_{ml}$  en el denominador es equivalente al coeficiente compuesto  $k'_y a$  y es independiente de la concentración; por otra parte, es dependiente de la geometría del equipo y del gasto de la fase ligera.

Las correlaciones para la transferencia de masa en general incluyen gastos, expresando frecuentemente una proporcionalidad entre  $k$  y  $G_M^{0.8}$ . Como una aproximación razonable, aunque evidentemente no rigurosa, se supondrá que  $k_y a$  es proporcio-

nal a  $G_M$ . Sobre la base de estas suposiciones, el grupo de términos  $G_M/k_Y aS(1-y)_{ml}$  y  $G_M/K_Y aS(1-y)_{ml}$  se consideran constantes para un equipo particular, por lo que, la ecuación anterior se transforma a:

$$\int_0^z dz = \frac{G_M}{k_Y aS(1-y)_{ml}} \int_{Y_1}^{Y_2} \frac{(1-y)_{ml} dy}{(1-y)(y-y_1)} = \frac{G_M}{K_Y aS(1-y)_{ml}} \int_{Y_1}^{Y_2} \frac{(1-y)_{ml} dy}{(1-y)(y-y^*)} \quad (2.9.a)$$

$$\int_0^z dz = \frac{L_M}{k_X aS(1-x)_{ml}} \int_{x_1}^{x_2} \frac{(1-x)_{ml} dx}{(1-x)(x_1-x)} = \frac{L_M}{K_X aS(1-x)_{ml}} \int_{x_1}^{x_2} \frac{(1-x)_{ml} dx}{(1-x)(x^*-x)} \quad (2.10.a)$$

El término fuera de la integral se le denomina altura de la unidad de transferencia, mientras que el representado por la integral se le llama número de unidades de transferencia. Una sola unidad de transferencia puede definirse, como una sección de volumen empacado, capaz de proporcionar un enriquecimiento de una de las fases igual a la fuerza motriz promedio que produce este enriquecimiento (es decir, las fases salen de la unidad de transferencia en equilibrio termodinámico). Con esta definición, es interesante comparar la separación obtenida utilizando una unidad de transferencia con la separación asociada con una etapa en equilibrio. De acuerdo a la Fig. 2.2 la etapa en equilibrio se representa mediante la línea llena, para dar un cambio en la composición de la fase ligera igual a  $y'_2 - y_1$ . Dicho cambio, como puede observarse es

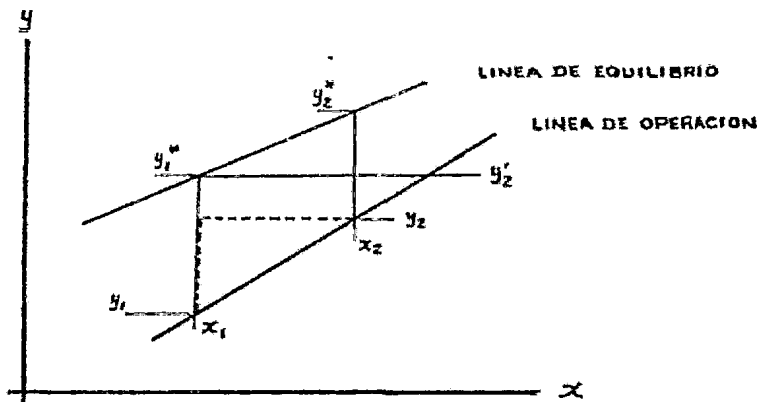


Fig. 2.2

igual a la fuerza motriz  $(y_1^* - y_1)$ . La unidad de transferencia representada por la línea punteada da un cambio en la composición de  $y_2 - y_1$ , igual al gradiente promedio. El gradiente cambia a medida que la composición cambia. El gradiente es  $(y_1^* - y_1)$  para  $(x_1, y_1)$  y  $(y_2^* - y_2)$  para  $(x_2, y_2)$ . En términos más generales, el gradiente promedio para la fase gaseosa es:

$$(y^* - y)_m = \frac{\int_{y_1}^{y_2} (y^* - y) dy}{\int_{y_1}^{y_2} dy}$$

La solución de esta ecuación depende de la relación entre  $y^*$  y  $y$ . Si la curva de operación y de equilibrio son rectas, la solución de dicha ecuación debe ser el promedio aritmético.

$$(y^* - y)_m = \frac{(y_1^* - y_1) + (y_2^* - y_2)}{2}$$

El uso de esta última ecuación presenta una herramienta para la determinación gráfica del número de unidades de transferencia requeridas para una separación.

## 2.2. Operaciones de humidificación.

Las operaciones consideradas en este punto están relacionadas con la transferencia de masa y energía en la interfase como resultado de poner en contacto un gas con un líquido puro en el cual es, prácticamente, insoluble. El término operaciones de humidificación se utiliza en un sentido más amplio, puesto que no sólo incluye la humidificación de un gas, sino también la dehumidificación y enfriamiento del gas, así como el enfriamiento del líquido. El componente que se transfiere es el mismo que constituye la fase pesada, la cual vaporiza o condensa.

En estos casos, la transferencia de masa irá siempre acompañada por la transferencia de energía. De cualquier manera, la temperatura interfacial se ajustará hasta que, para el estado estable, la proporción de transferencia de calor balancee la proporción equivalente de transferencia de calor asociada con la transferencia de masa. En las operaciones en donde la transferencia de masa tiene lugar mediante difusión contraria equimolar, como acontece en la destilación, o bien en las operaciones en donde los efectos debidos al calor latente son pequeños, como sucede en la extracción líquido-líquido y en la absorción gaseosa

(cuando se manejan soluciones diluidas), la transferencia de calor es de menor importancia como mecanismo controlador de velocidad.

Los procesos de humidificación pueden llevarse a cabo para controlar la humedad presente dentro de un espacio; o más frecuentemente, para enfriar y recuperar el agua poniéndola en contacto con aire casi seco.

La dehumidificación se utiliza más frecuentemente como uno de los pasos necesarios en los sistemas de acondicionamiento de aire. Puede utilizarse también como parte de un sistema de recuperación de solvente.

Cualquiera de estas aplicaciones puede ser, en principio, realizada en equipo muy similar. La dirección de la transferencia de masa y de calor se determina por la relación entre la humedad y la temperatura del gas a la entrada, y la temperatura del líquido de contacto. Sin embargo, el tamaño de la unidad, así como la conveniencia de recuperar el gas o el líquido, y finalmente los materiales de construcción que se vayan a usar, limitan las posibilidades de aplicación para un solo aparato o instrumento.

El contacto directo de un gas con un líquido puro, tiene cualquiera de los siguientes propósitos:

- (1).- Enfriamiento del líquido.- El enfriamiento ocurre debido a la transferencia de calor sensible y también por evaporación. La aplicación principal es el enfriamiento de agua por contacto con aire.

- (2).- Enfriamiento de un gas.- El contacto directo proporciona un medio bastante efectivo para la transferencia de calor cuando no existe problema por la presencia de vapor, proveniente del líquido, en el gas.
- (3).- Humidificación del gas.- Esto se usa, por ejemplo, para controlar el contenido de humedad en el aire para secado.
- (4).- Dehumidificación del gas.- Cuando una mezcla gas-vapor caliente se pone en contacto con un líquido frío, se produce una condensación del vapor. Su aplicación principal está en el acondicionamiento del aire y la recuperación de solventes de un gas utilizado en secado.

Aunque las operaciones de este tipo son simples en el sentido de que la transferencia de masa sólo ocurre en la fase ligera (no existe transferencia dentro de un líquido puro), el hecho de que existan efectos térmicos considerables, los cuales acompañan a la vaporización o condensación, transforman a este tipo de operaciones en complicadas.

Mecanismos de interacción entre un gas y un líquido.- En la humidificación adiabática con un líquido a temperatura constante, el flujo de calor latente desde el líquido al gas equilibra exactamente el flujo de calor sensible desde el gas hacia el líquido, y en el líquido no existe gradiente de temperatura. La temperatura del gas  $T_G$  tiene que ser mayor que la temperatura de la interfase  $T_i$  para que haya flujo de calor sensible hacia la interfase, y  $Y_i$  tiene que ser mayor que  $Y$  para que el aire se humidifique.

En un proceso de dehumidificación, una mezcla caliente vapor-gas, se pone en contacto con un líquido frío. El vapor se condensa de la fase gaseosa, la fase gaseosa se enfría y el líquido se calienta. Tanto el calor latente como el sensible, se transfieren a la fase líquida.

Las condiciones en una torre de enfriamiento en contracorriente, dependen de que la temperatura del gas sea inferior o superior a la temperatura de la interfase. En el primer caso, es decir, en la parte superior de la columna, el flujo de calor y de vapor (y por consiguiente la dirección de los gradientes de temperatura y humedad) son contrarios a los del proceso de dehumidificación. El líquido se enfría por evaporación y por transmisión de calor sensible, la humedad y temperatura del gas disminuyen desde la interfase al gas, y la caída de temperatura a través del líquido  $T_L - T_i$  tiene que ser suficientemente grande para proporcionar una elevada velocidad de transmisión de calor que se corresponda con ambos flujos de calor.

En la parte inferior de la torre de enfriamiento, donde la temperatura del gas es superior a la de la interfase el líquido también se enfría, de forma que la interfase tiene que estar más fría que la masa del líquido, y el gradiente de temperatura a través del líquido es decreciente hacia la interfase ( $T_i$  menor que  $T_x$ ). Por otra parte, tiene que haber un flujo de calor sensible desde la masa de gas hacia la interfase. El flujo de vapor que sale de la interfase lleva, en forma de calor latente, todo el calor sensible suministrado a la interfase desde ambos lados.

Puesto que en estas operaciones, la velocidad de transferen-



cia de masa y de calor son importantes, sus ecuaciones deben escribirse paralelamente a los balances de entalpía y de materia.

Las ecuaciones se establecerán utilizando la Fig. 2.3, donde los subíndices 1, 2 se refieren al fondo y a la parte superior de la columna, respectivamente.

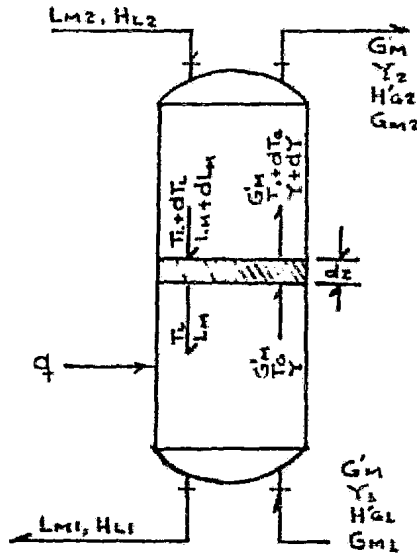


Fig. 2.3

Sobre esta base, para una torre de sección transversal constante, un balance total de materia proporciona:

$$L_{M2} - L_{M1} = G_{M2} - G_{M1} \text{ ----- (2.14)}$$

y para el componente que se transfiere:

$$G'_M (Y_2 - Y_1) = L_{M2} - L_{M1} \text{ ----- (2.14.a)}$$

y un balance de entalpía, proporciona

$$L_{M2} H_{L2} + G'_M H'_{G1} + q = L_{M1} H_{L1} + G'_M H'_{G2} \text{ ----- (2.15)}$$

comunmente, la columna operará casi adiabáticamente, por lo tanto  $q \sim 0$ . Balances similares para la altura diferencial  $dz$  son:

$$G'_M dY = dL'_M \text{ ----- (2.16)}$$

$$G'_M dH'_G = d(L'_M H'_L) \text{ ----- (2.17)}$$

Si la cantidad de soluto transferido entre fases es pequeña comparada con el flujo total, entonces, puede utilizarse un valor promedio de  $L'_M$ , y el cambio de entalpia de la fase líquida puede expresarse como si resultara solamente del cambio de temperatura con un calor específico constante, así que:

$$d(L'_M H'_L) = L'_{Mav} C_L dT_L \text{ ----- (2.17.a)}$$

donde: 
$$L'_{Mav} = \frac{L'_{M1} + L'_{M2}}{2}$$

para el cambio de entalpia en la fase gaseosa, la expresión en términos de temperatura es rigurosa si  $Ch$  es constante.

$$\begin{aligned} G'_M dH'_G &= G'_M d \left[ Ch(T_G - T_O) + Y \lambda_o \right] \\ &= G'_M Ch dT_G + G'_M \lambda_o dY \text{ ----- (2.17.b)} \end{aligned}$$

El calor se transfiere de la fase líquida a la interfase como resultado del gradiente de temperatura que existe, mientras que de la interfase a la fase gaseosa, éste se transfiere mediante dos mecanismos: (1) el que resulta del gradiente de temperatura existente y (2) el calor latente asociado con la transferencia de masa. Las cantidades de calor transferido mediante estos dos mecanismos, se separan en los dos términos del lado derecho de la Ec. 2.17.b.

Utilizando estos conceptos, las ecuaciones de transferencia de calor para ambas fases se pueden escribir como:

Ⓐ Transferencia de calor sensible en la fase líquida:

$$\frac{L_{Mav}}{S} C_L dT_L = h_L a (T_L - T_i) dz \text{ ----- (2.18)}$$

donde  $T_i$  = temperatura en la interfase.

Ⓑ Para la transferencia de calor sensible en la fase gaseosa:

$$\frac{G_M}{S} Ch dT_G = h_G a (T_i - T_G) dz \text{ ----- (2.19)}$$

Ⓒ Y para la transferencia de calor latente en la fase gaseosa:

$$\frac{G_M}{S} \lambda_o dY = \lambda_o k_Y a (Y_i - Y) dz \text{ ----- (2.20)}$$

Combinando las Ec. (2.17.b), (2.19) y (2.20), obtenemos:

$$\frac{G_M}{S} dH_G' = h_G a (T_i - T_G) dz + \lambda_o k_Y a (Y_i - Y) dz \text{ ----- (2.21)}$$

Separando  $k_Y a$  de la derecha de la ecuación, y designando  $h_G a / k_Y a Ch$  como  $r$ , la relación psicrométrica, obtenemos:

$$\frac{G_M}{S} dH_G' = k_Y a \left[ (ChrT_i + \lambda_o Y_i) - (ChrT_G + \lambda_o Y) \right] dz \text{ (2.22)}$$

La Ec. 2.22 es la ecuación básica de diseño. Colocando a  $r$  dentro de esta ecuación para  $h_G a / k_Y a Ch$ , se hace la suposición de que "a", el área por volumen unitario de la torre, es la misma para la transferencia de calor y transferencia de masa. Esto será verdad solamente a proporciones altas de líquido, tales que el empaque de la torre esté completamente húmedo. Si  $r = 1$ , como acontece

con el sistema aire-agua, los términos dentro de los paréntesis en la Ec. (2.22) están definidos como entalpías.

$$\frac{G'_M}{S} dH'_G = k_Y a (H'_i - H'_G) dz \quad \text{-----} \quad (2.22.a)$$

6

$$\int_{H'_{G1}}^{H'_{G2}} \frac{G'_M dH'_G}{S k_Y a (H'_i - H'_G)} = \int_0^z dz = z \quad \text{-----} \quad (2.22.b)$$

Para cuando  $r \neq 1$  :

$$\int_0^z dz = \int \frac{G'_M d [Ch(T_G - T_0) + \lambda_0 Y]}{S k_Y a [(ChrT'_i + \lambda_0 Y'_i) - (ChrT'_G + \lambda_0 Y)]} \quad \text{-----} \quad (2.22.c)$$

La integración de estas ecuaciones se lleva a cabo usando valores de  $G'_M$  y de  $k_Y a$  promediados para la altura de la columna.

La relación entre la entalpia de la fase gaseosa y aquella en la interfase gas-líquido se obtiene combinando las Ec. 2.17 y 2.18 para dar:

$$G'_M dH'_G = h_L a (T'_L - T'_i) dz$$

y combinando esta ecuación con la Ec. 2.22.a

$$-\frac{h_L a}{k_Y a} = \frac{H'_G - H'_i}{T'_L - T'_i} \quad \text{-----} \quad (2.23)$$

esta ecuación se aplica a cualquier punto dentro del equipo, siempre y cuando se ponga en contacto aire y agua.

La línea de operación ( $H'_G$  vs  $T'_L$ ) se obtiene combinando las ecuaciones 2.17 y 2.17.a e integrando. Esta línea representa la

trayectoria de las condiciones de cada una de las fases a medida que pasan a través del equipo, por lo tanto:

$$\int_{H_{G1}}^{H_{G2}} G_M' dH_G' = \int_{T_{L1}}^{T_{L2}} L_{Mav} C_L dT_L$$

$$\frac{H_{G2}' - H_{G1}'}{T_{L2} - T_{L1}} = \frac{L_{Mav} C_L}{G_M'} \text{-----} (2.24)$$

La pendiente de esta línea es  $L_{Mav} C_L / G_M'$  y como para el sistema aire-agua y para la mayor parte de otros sistemas, esta relación es constante (para una gama moderada de humedad), la pendiente puede determinarse conociendo las cantidades de la fase líquida y gaseosa, así como las condiciones de cada fase en un extremo de la torre o a partir de las condiciones en ambos extremos de la columna. La Fig. 2.4 muestra un diagrama típico para una operación de humidificación.

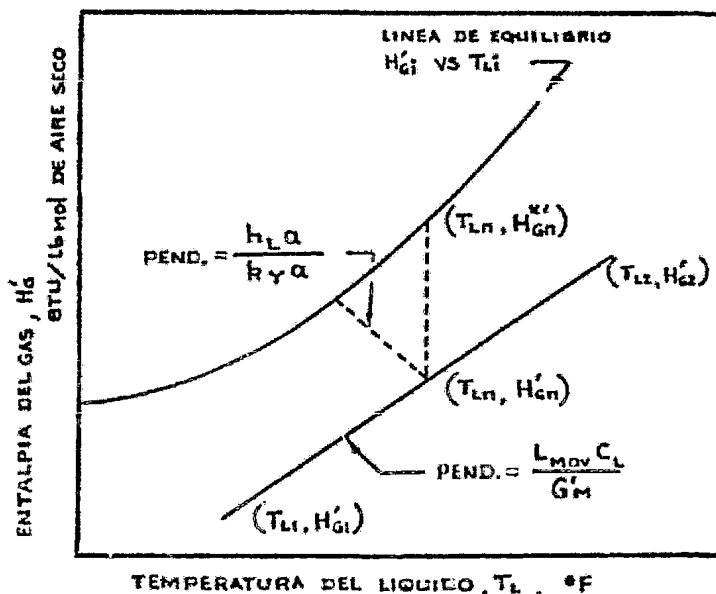


Fig.2.4

En las operaciones donde hay una transferencia de calor y de masa simultáneas, así como en la transferencia de masa o la transferencia de calor, la intersección de las líneas de operación y equilibrio representa un punto cero de la fuerza motriz y por consiguiente, esta condición sólo puede alcanzarse utilizando un equipo de contacto infinitamente grande. Esta condición de fuerza motriz nula constituye una limitante a las condiciones de operación. Otra limitante se presenta cuando se forma neblina en la fase gaseosa. La neblina se formará cuando la fase ligera se encuentre sobresaturada.

Si se traza una curva de  $T_G$  vs  $H_G'$  utilizando un diagrama parecido al de la Fig. 2.4, la intersección de esta curva con la localización geométrica de la interfase representaría condiciones de formación de neblina. Si no tiene lugar la intersección, entonces se podría operar la columna. Cualquier punto sobre la curva  $H_G'$  vs  $T_G$  indicaría unas condiciones en la fase gaseosa que se presentan en la columna, correspondiendo a una temperatura de la fase líquida leída de la curva  $T_L$  vs  $H_G'$  para el mismo valor de  $H_G'$ . Sin trazar esta curva  $T_G$  vs  $H_G'$  podría desarrollarse inadvertidamente un diseño de la columna que fallaría, en virtud de que se obtendrían condiciones de neblina, aún cuando se pudiera operar la columna por otras razones.

Para determinar la curva  $T_G$  vs  $H_G$  Mickley desarrolló un método gráfico muy conveniente. Dividiendo la Ec. 2.19 entre la 2.22.a, se obtiene:

$$\frac{G_M' C_h dT_G}{G_M' dH_G'} = \frac{h_G a (T_i - T_G) dz}{k_y a (H_i' - H_G') dz}$$

6

$$\frac{dT_G}{dH'_G} = \frac{h_G a}{k_Y a Ch} \left( \frac{T_i - T_G}{H'_i - H'_G} \right) \text{-----} (2.25)$$

Pero como para el sistema aire-agua, la relación de Lewis es igual a la unidad, la Ec. se transforma en:

$$\frac{dT_G}{dH'_G} = \frac{T_i - T_G}{H'_i - H'_G} \sim \frac{\Delta T_G}{\Delta H'_G} \text{-----} (2.25.a)$$

en donde las deltas significan diferencias pequeñas, pero finitas. El procedimiento gráfico se verá en el capítulo 4.

Enfriamiento y humidificación adiabática del gas.- Este es un caso especial donde el líquido entra al equipo a una temperatura igual a la temperatura de saturación adiabática del gas que entra. Esta temperatura del líquido se alcanza recirculando el líquido sin adicionar o retirar calor, como se indica en la Fig. 2.5. El desarrollo que se presenta se aplica a cualquier sistema gas-líquido. En estos sistemas, la temperatura del líquido a través del equipo permanece igual a la temperatura de saturación adiabática del gas. El gas se enfría y humidifica siguiendo una línea de saturación adiabática sobre la carta de humedad. Dependiendo del tiempo de contacto, el gas a la salida se encuentra más o menos cerca del equilibrio con el líquido.

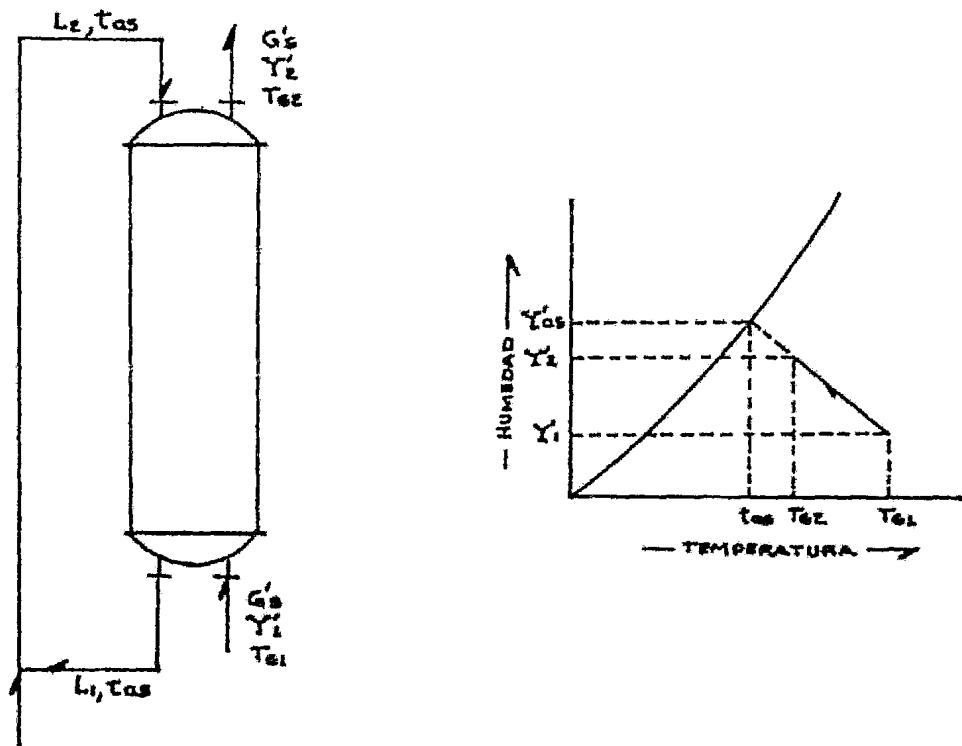


Figura 2.5

La entalpia del gas es prácticamente una función de la temperatura de saturación adiabática, la cual permanece constante y por consiguiente la entalpia del líquido también permanece constante, de tal forma que si se quiere trazar una línea de operación, en una gráfica como la de la Fig. 2.4, ésta será un punto sobre la línea de equilibrio; por lo tanto, este tipo de diagrama no puede ser utilizado para propósitos de diseño; para establecer la ecuación de diseño se usará el hecho de que los cambios de temperatura y humedad están presentes exclusivamente en la fase gaseosa.



La ecuación de transferencia de masa en la fase gaseosa es:

$$G'_S dy' = k_y a (y'_{as} - y') dz$$

$$\int_{y'_1}^{y'_2} \frac{dy'}{y'_{as} - y'} = \frac{k_y a}{G'_S} \int_0^z dz$$

y como  $y'_{as}$  es constante:

$$L_n \frac{y'_{as} - y'_1}{y'_{as} - y'_2} = \frac{k_y a z}{G'_S} \text{-----} (2.26)$$

Para este caso, la línea  $T_G$  vs  $H'_G$  se convierte en una línea recta a entalpía constante, moviéndose desde las condiciones de entrada del aire hacia la curva de equilibrio. Bajo estas condiciones puede integrarse directamente la Ec. 2.19, ya que  $T_1$  es igual a  $T_L$ . La integración proporciona:

$$L_n \frac{T_{as} - T_{G2}}{T_{as} - T_{G1}} = \frac{h_G a z}{Ch G'_M / s} \text{-----} (2.27)$$

Los métodos discutidos aquí se aplican al sistema aire-agua, o a cualquier otro sistema en donde  $h_G a / k_y a C_H = 1$ , excepto para el caso del saturador adiabático. Si esta restricción no pudiera satisfacerse, sino que  $h_G a / k_y a C_H = r$ , el desarrollo debe basarse en la Ec. 2.22.c En lugar de la entalpía, la gráfica tendría  $(ChT + \lambda_0 Y)$  graficado contra  $T$ .

### 2.3. Destilación.

La destilación es una operación unitaria basada en la diferencia de puntos de ebullición (diferencia de volatilidad) de los componentes de una mezcla líquida para formar una fase gaseosa rica en el componente mas volátil. En lugar de introducir una nueva sustancia en el sistema para producir la segunda fase, como se hace en absorción de gases, la nueva fase se produce a partir de la solución original por vaporización y condensación.

La solución alimentada se introduce en uno o más puntos a lo largo de la columna y debido a la diferencia de densidades de ambas fases, el líquido cae a través de la cascada de platos, mientras que el vapor se eleva a través de la torre poniéndose en íntimo contacto con el líquido en cada plato.

El líquido en el fondo de la columna es vaporizado parcialmente en el rehervidor, para producir la fase ligera, la cual se reintroduce otra vez a la torre. El resto del líquido se retira como producto de fondo. El vapor que sale por el domo de la columna se condensa y enfría, parte de este líquido se retorna a la columna como reflujo y el resto se retira como producto de domo. Sin reflujo no habría rectificación, y la concentración del producto de domo no sería superior a la del vapor que sale del plato de alimentación.

Este patrón de flujo en una columna de destilación proporciona un contacto a contracorriente del vapor y el líquido en todos los platos a través de la columna. El vapor y el líquido

en un plato se aproximarán al equilibrio, cuanto más eficiente sea el contacto entre las fases.

Los componentes más ligeros se concentrarán en la fase vapor, mientras que los más pesados (punto de ebullición alto), se concentrarán en la fase líquida. Dando como resultado que la fase vapor se enriquezca en componentes ligeros conforme se eleva a través del equipo, mientras que la fase líquida se enriquece en pesados conforme cae a través de la columna. La separación total alcanzada entre el producto de cabeza y el del fondo depende - principalmente de las volatilidades relativas de los componentes, el número de etapas de contacto y la relación de flujo de la fase pesada a la de la fase ligera.

Cuando se diseña una columna de destilación, lo que se hace es determinar el número de etapas en equilibrio y posteriormente transformarlo en el número real de etapas, utilizando la eficiencia de etapa.

Los factores fundamentales para el diseño y operación de las columnas de platos son: a) Estimación de los datos para el equilibrio líquido-vapor, b) El número de platos necesarios para obtener una determinada separación, c) El diámetro de la columna, d) El calor que hay que suministrar al calderín y el que hay que retirar en el condensador, e) La separación entre platos, f) La elección del tipo de plato y los detalles mecánicos de los mismos.

El diseño de columnas de múltiple etapa, generalmente se hace utilizando métodos gráficos, cuando la alimentación contiene sólo dos componentes. El diagrama x-y utiliza solamente la rela-

en un plato se aproximarán al equilibrio, cuanto más eficiente sea el contacto entre las fases.

Los componentes más ligeros se concentrarán en la fase vapor, mientras que los más pesados (punto de ebullición alto), se concentrarán en la fase líquida. Dando como resultado que la fase vapor se enriquezca en componentes ligeros conforme se eleva a través del equipo, mientras que la fase líquida se enriquece en pesados conforme cae a través de la columna. La separación total alcanzada entre el producto de cabeza y el del fondo depende - principalmente de las volatilidades relativas de los componentes, el número de etapas de contacto y la relación de flujo de la fase pesada a la de la fase ligera.

Cuando se diseña una columna de destilación, lo que se hace es determinar el número de etapas en equilibrio y posteriormente transformarlo en el número real de etapas, utilizando la eficiencia de etapa.

Los factores fundamentales para el diseño y operación de las columnas de platos son: a) Estimación de los datos para el equilibrio líquido-vapor, b) El número de platos necesarios para obtener una determinada separación, c) El diámetro de la columna, d) El calor que hay que suministrar al calderín y el que hay que retirar en el condensador, e) La separación entre platos, f) La elección del tipo de plato y los detalles mecánicos de los mismos.

El diseño de columnas de múltiple etapa, generalmente se hace utilizando métodos gráficos, cuando la alimentación contiene sólo dos componentes. El diagrama x-y utiliza solamente la rela-

ción de equilibrio y el balance de materia y es aplicable únicamente a aquellos sistemas donde los efectos del calor de solución y pérdidas de calor son despreciables. El diagrama entalpia-concentración utiliza, además de las anteriores relaciones, el balance de energía, y es riguroso cuando se disponen de datos para la construcción del diagrama sin recurrir a suposiciones.

Existen tres tipos de mezclas binarias:

(1) Mezcla ideal.- Aquella en que ambos componentes siguen las Leyes de Raoult y Dalton, las cuales definen la presión parcial para el componente "A" en la fase pesada como:

$$p_A = P^{\circ}_A x_A , \quad p_B = P^{\circ}_B (1-x_A)$$

y para la fase ligera:

$$p_A = P_T y_A , \quad p_B = P_T (1-y_A)$$

de donde para la fase pesada, se obtiene:

$$x = \frac{P_T - P^{\circ}_B}{P^{\circ}_A - P^{\circ}_B} \text{-----} (2.28)$$

y para la fase ligera:

$$y = \frac{(P^{\circ}_A / P^{\circ}_B) x}{(P^{\circ}_A / P^{\circ}_B) x + (1-x)} \text{-----} (2.28.a)$$

definiendo la volatilidad relativa como:

$$\alpha = P^{\circ}_A / P^{\circ}_B$$

la ecuación 2.28.a se transforma a:

$$y = \frac{\alpha x}{x(\alpha-1) + 1} \text{-----} (2.28.b)$$

$$x = \frac{y}{y(1-\alpha) + \alpha} \text{-----} (2.28.c)$$

- (2) Mezclas que siguen parcialmente la Ley de Raoult. (Sistemas que forman azeótropo).

$$p_A = P_A^{\circ} x_A^a, \quad p_B = (1-x_A)^a$$

$$P_T = P_A^{\circ} x_A^a + P_B^{\circ} (1-x_A)^a \text{-----} (2.29)$$

- (3) Mezclas que no siguen la Ley de Raoult.

$$p_A = P_A^{\circ} x_A e^{(1-x_A)} \text{-----} (2.30)$$

$$p_B = P_B^{\circ} (1-x_A) e^{x_A} \text{-----} (2.30.a)$$

### 2.3.1 Método de Ponchon-Savarit.

Balance de materia y energía.- De acuerdo a la Fig. 2.6 y para el área I, un balance total de materia proporciona:

$$G_{M1} = D + L_{M0}$$

$$G_{M1} = D + RD = D(R+1) \text{-----} (2.31)$$

donde  $R = L_{M0}/D$ . Y para el componente "A":

$$G_{M1} y_1 = D x_D + L_{M0} x_0 \text{-----} (2.31.a)$$

El balance de energía para la misma área es:

$$G_{M1} H_{G1} = Q_C + L_{M0} H_{L0} + D H_{L,D}$$

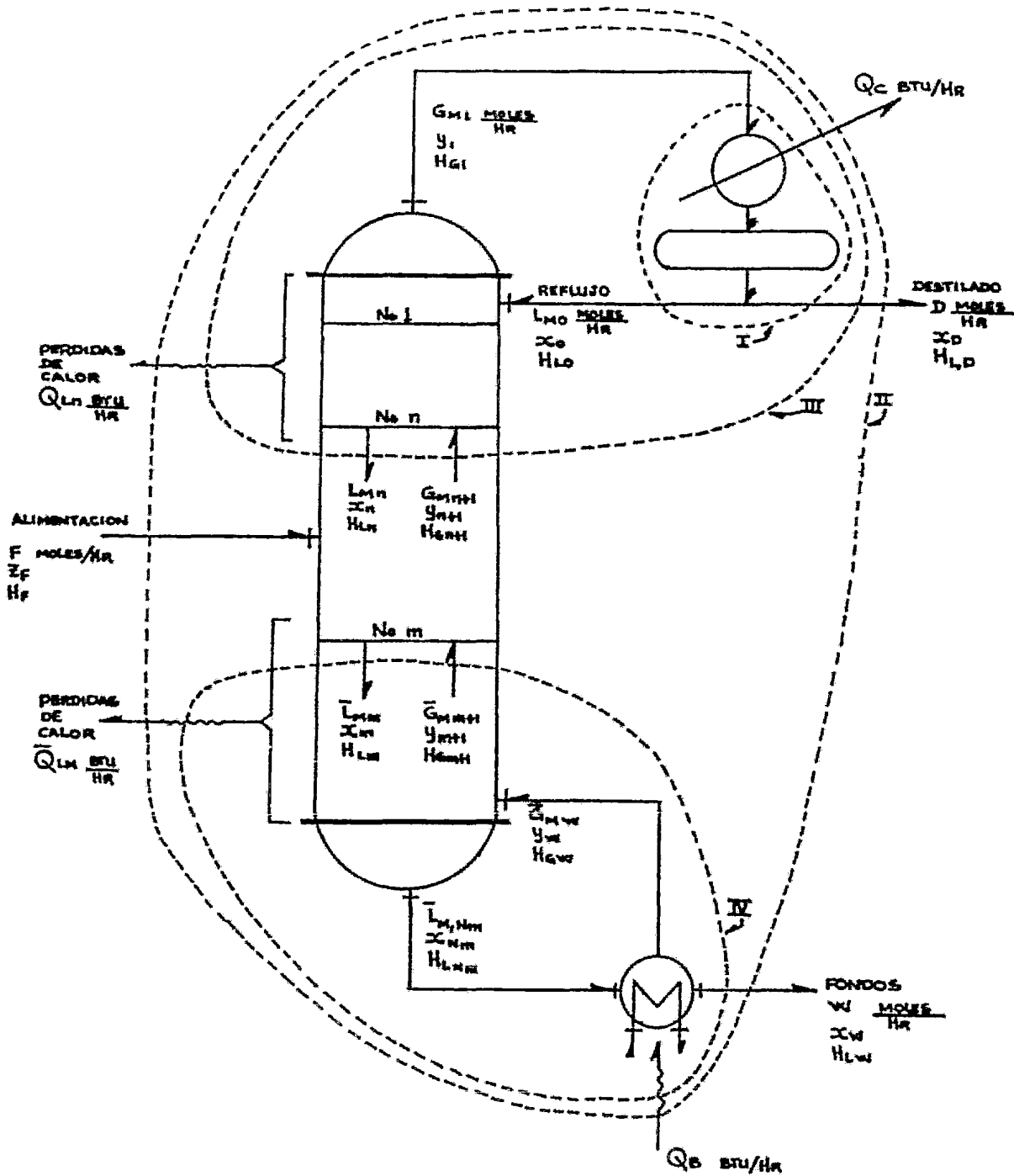


FIG.2.6

$$Q_C = D \left[ (R+1) H_{G1} - R H_{L0} - H_{L,D} \right] \text{-----} (2.32)$$

Esta ecuación proporciona la cantidad de calor a retirar en el condensador. La cantidad de calor a suministrar en el reboilador,  $Q_B$ , se obtiene a partir de un balance en el área II:

$$Q_B = D H_{L,D} + W H_{L,W} + Q_C + Q_L - F H_F \text{-----} (2.32.a)$$

donde  $Q_L$  es la suma de las pérdidas de calor en las dos secciones de la torre.

La deducción siguiente considera que no existen pérdidas de calor considerables.

Para la sección de enriquecimiento, área III, un balance total de materia produce:

$$G_{M,n+1} = L_{M,n} + D \text{-----} (2.33)$$

y para el componente A:

$$G_{M,n+1} Y_{n+1} = L_{M,n} X_n + D x_D \text{-----} (2.33.a)$$

$$G_{M,n+1} Y_{n+1} - L_{M,n} X_n = D x_D \text{-----} (2.33.b)$$

El lado izquierdo de la Ec. 2.33.b establece la diferencia de flujo, hacia arriba, del componente A (flujo neto hacia arriba).



El balance de entalpia-para el área III es:

$$G_{M,n+1} H_{Gn+1} = L_{M,n} H_{L,n} + Q_C + DH_{L,D} \text{ ----- (2.34)}$$

si se define a  $Q'$  como:

$$Q' = \frac{Q_C + DH_{L,D}}{D} = \frac{Q_C}{D} + H_{L,D}$$

Entonces la Ec. 2.34 se transforma en:

$$G_{M,n+1} H_{Gn+1} - L_{M,n} H_{Ln} = DQ' \text{ ----- (2.34.a)}$$

El lado derecho de la Ec. 2.34.a tiene un valor constante y por consiguiente el lado izquierdo también lo es, independientemente del número de plato, e igual a la suma del calor retirado en el condensador y en el destilado.

Eliminando D entre las ecuaciones 2.33 y 2.33.a y entre las ecuaciones 2.33 y 2.34.a se obtiene:

$$\frac{L_{M,n}}{G_{M,n+1}} = \frac{x_D - y_{n+1}}{x_D - x_n} = \frac{Q' - H_{Gn+1}}{Q' - H_{Ln}} \text{ ----- (2.35)}$$

$L_{M,n}/G_{M,n+1}$  se define como la relación de reflujo interno. Sobre el diagrama, H-xy la ecuación 2.35 define una línea recta a través de los puntos  $(H_{Gn+1}, y_{n+1})$  en  $G_{M,n+1}$ ,  $(H_{Ln}, x_n)$  en  $L_{M,n}$  y  $(Q', x_D)$  en  $\Delta D$ . El último punto se llama punto diferencial y sus coordenadas representan las diferencias de flujo siguientes:

$$\Delta D \begin{cases} Q' = \frac{\text{diferencia del flujo de energía hacia arriba}}{\text{moles totales que salen por el domo}} = \frac{\text{energía neta que sale}}{\text{moles netas totales que salen}} \\ x_D = \frac{\text{diferencia de flujo del componente "A" hacia arriba}}{\text{moles totales que salen por el domo}} = \frac{\text{moles netas de "A" que s.}}{\text{moles netas totales que salen}} \end{cases}$$

Sobre el diagrama xy, la Ec. 2.35 es la ecuación de una línea de pendiente  $L_{M,n} / G_{M,n+1}$  y que pasa por los puntos  $(y_{n+1}, x_n)$  y  $y=x=x_D$  (ver Fig. 2.7). La ecuación 2.35 se aplica a todos los platos en la sección de rectificación.

La eliminación de  $G_{M,n+1}$  entre las ecuaciones 2.33 y 2.35, produce:

$$\frac{L_{M,n}}{D} = \frac{Q' - H_{Gn+1}}{H_{Gn+1} - H_{Ln}} = \frac{x_D - y_{n+1}}{y_{n+1} - x_n} \text{ -----( 2.36)}$$



Aplicando esta ecuación al plato superior, se obtiene la expresión para la relación de reflujo externo, el cual por lo general siempre se especifica.

$$R = \frac{L_{M,0}}{D} = \frac{Q' - H_{G1}}{H_{G1} - H_{L0}} = \frac{\text{Línea } \Delta_D \text{ } G_{M,1}}{\text{Línea } G_{M,1} \text{ } L_{M,0}} = \frac{\text{Línea } \Delta_D \text{ } G_{M,1}}{\text{Línea } G_{M,1} \text{ } D} \quad \text{---(2.36.a)}$$

Para la sección de agotamiento, área IV, un balance total de materia da:

$$\bar{L}_{M,m} = \bar{G}_{M,m+1} + W \quad \text{---(2.37)}$$

y para el componente A:

$$\bar{L}_{M,m} x_m = \bar{G}_{M,m+1} y_{m+1} + W x_W \quad \text{---(2.37.a)}$$

$$\bar{L}_{M,m} x_m - \bar{G}_{M,m+1} y_{m+1} = W x_W \quad \text{---(2.37.b)}$$

El lado izquierdo de la ecuación 2.37.b indica la diferencia de flujo del componente A hacia abajo o flujo neto hacia abajo.

El balance de entalpia es:

$$\bar{L}_{M,m} H_{Lm} + Q_B = \bar{G}_{M,m+1} H_{Gm+1} + W H_{L,W} \quad \text{---(2.38)}$$

si se define a  $Q''$  como:

$$Q'' = \frac{W H_{L,W} - Q_B}{W} = H_{L,W} - \frac{Q_B}{W}$$

la Ec. 2.38 se transforma en:

$$\bar{L}_{M,m} H_{Lm} - \bar{G}_{M,m+1} H_{Gm+1} = W Q'' \quad \text{---(2.38.a)}$$

El lado izquierdo de esta ecuación representa la diferencia, hacia

abajo, del flujo de calor, el cual es constante e igual al calor que se retira por el fondo menos el calor suministrado al rehervidor.

Eliminando W entre las ecuaciones 2.37 y 2.37.a y entre las ecuaciones 2.37 y 2.38.a se obtiene:

$$\frac{\bar{L}_{M,m}}{\bar{G}_{M,m+1}} = \frac{y_{m+1} - x_W}{x_m - x_W} = \frac{H_{Gm+1} - Q''}{H_{Lm} - Q''} \quad (2.39)$$

sobre el diagrama H-xy la ecuación 2.39 es una línea recta que pasa por los puntos  $(H_{Gm+1}, y_{m+1})$  en  $\bar{G}_{M,m+1}$ ,  $(H_{Lm}, x_m)$  en  $\bar{L}_{M,m}$  y  $(Q'', x_W)$  en  $\Delta_W$ .  $\Delta_W$  es el punto diferencial cuyas coordenadas significan:

$$\Delta_W \left\{ \begin{array}{l} Q'' = \frac{\text{diferencia del flujo de energía hacia abajo}}{\text{moles totales que salen por el fondo}} = \frac{\text{energía neta que sale}}{\text{moles netas totales que salen}} \\ x_W = \frac{\text{diferencia en flujo del componente A hacia abajo}}{\text{moles totales que salen por el fondo}} = \frac{\text{moles netas de A que s.}}{\text{moles netas totales que salen}} \end{array} \right.$$

sobre el diagrama xy. La Ec. 2.39 es una línea recta de pendiente igual a  $\bar{L}_{M,m} / \bar{G}_{M,m+1}$  que pasa por los puntos  $(y_{m+1}, x_m)$  y  $y=x=x_W$  (ver Fig. 2.8). La ecuación 2.39 se aplica a todos los platos de la sección de agotamiento.

Si se sustituye la ecuación 2.37 en la ecuación 2.39 se obtiene:

$$\frac{\bar{L}_{M,m}}{W} = \frac{H_{Gm+1} - Q''}{H_{Gm+1} - H_{Lm}} = \frac{y_{m+1} - x_W}{y_{m+1} - x_m} \quad (2.40)$$

El área II en la Fig. 2.6 se utiliza para establecer el balance de materia total:

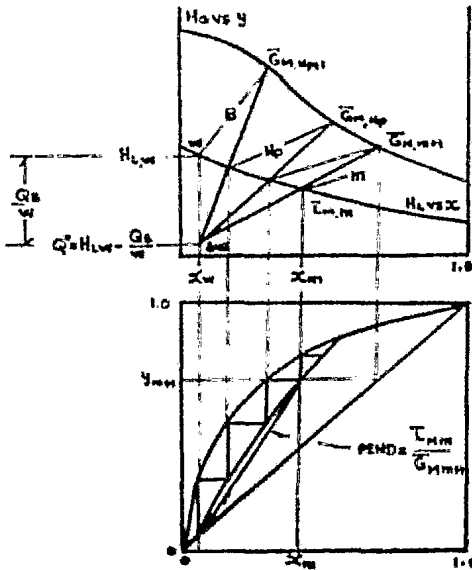


FIG.2.8

$$F = D + W \text{ ----- (2.41)}$$

$$F Z_F = D x_D + W x_W \text{ ----- (2.41.a)}$$

La ecuación 2.32.a establece un balance total de energía. Sustituyendo en esta ecuación las definiciones de Q' y Q'' y si además no se consideran las pérdidas de calor, se obtiene:

$$F H_F = D Q' + W Q'' \text{ ----- (2.42)}$$

eliminando F entre las ecuaciones 2.41 y 2.42:

$$\frac{D}{W} = \frac{Z_F - x_W}{x_D - Z_F} = \frac{H_F - Q''}{Q' - H_F} \text{ ----- (2.43)}$$

Esta es la ecuación de una línea recta sobre el diagrama H-xy que pasa por los puntos (Q', x<sub>D</sub>) en Δ<sub>D</sub>, (H<sub>F</sub>, Z<sub>F</sub>) en F y (Q'', x<sub>W</sub>) en Δ<sub>W</sub>, (ver Fig. 2.9). En otras palabras:

$$F = \Delta_D + \Delta_W \text{ ----- (2.44)}$$

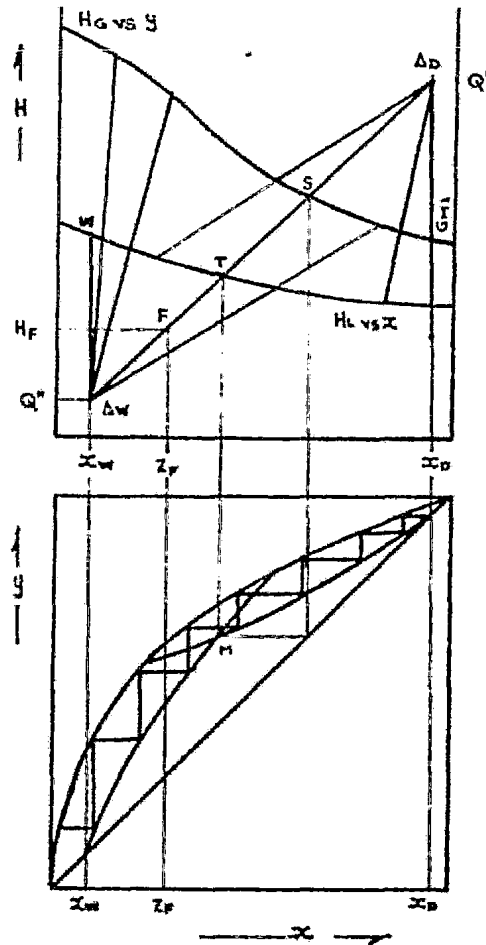


Fig. 2.9

Conforme la relación de reflujo se incrementa, el punto diferencial  $\Delta_D$  en la figura 2.9 se mueve hacia arriba y, como los puntos  $\Delta_D$ , F y  $\Delta_W$  se encuentran en la misma línea, el punto  $\Delta_W$  se mueve también hacia abajo. Estos cambios resultan en valores grandes para  $L_{Mn}/G_{M,n+1}$  y valores más pequeños de  $\bar{L}_{M,n}/\bar{G}_{M,n+1}$ . En el diagrama xy ésto significa que las líneas de operación tienden a estar sobre la diagonal de  $45^\circ$  y, como consecuencia, se requieren pocos platos,  $Q_C$ ,  $Q_B$ ,  $L_M$ ,  $\bar{L}_M$ ,  $G_M$  y  $\bar{G}_M$  se incrementan, el área de transferencia del condensador y reñervidor

aumentan al igual que el área de flujo de la torre.

La relación mínima de reflujo es la relación con la cual se requiere un número infinito de etapas para obtener la separación deseada y ésta corresponde a un mínimo en la carga térmica, tanto en el condensador como en el rehervidor.

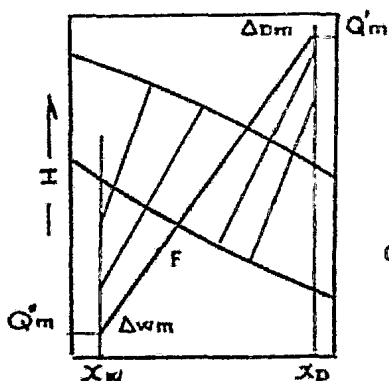


FIGURA 2.9 a

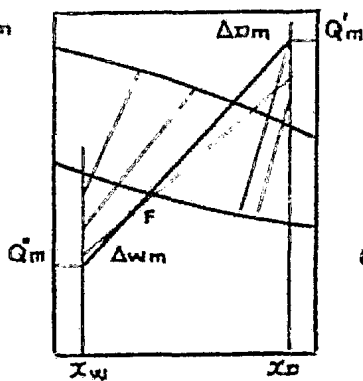


FIGURA 2.9 b

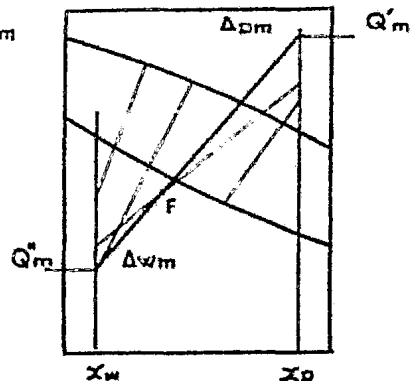


FIGURA 2.9. c

En la Fig. 2.9.a se representan líneas de unión, las cuales han sido extendidas hasta intersectar las líneas  $x=x_w$  y  $x=x_D$ . La definición de la relación de reflujo mínimo requiere que  $\Delta_{Dm}$  y  $\Delta_{wm}$  se localicen como se muestra en la figura, de tal manera que  $\Delta_{Dm}$  está localizado por la línea de unión que intersecta a la recta  $x=x_D$  en el punto más alto y  $\Delta_{wm}$  por aquella que intersecta a la recta  $x=x_w$  en el punto más bajo. Para este caso, la línea de unión que cumple estos requisitos es aquella que cuando se extiende pasa por el punto que representa la alimentación, F. Esto es cierto solamente para aquellos casos en que la curva de equilibrio es cóncava hacia abajo.



Para cuando la mezcla presenta una desviación positiva o con una tendencia a formar azeótropo, existe una línea de unión en la sección de enriquecimiento que interseca la línea  $x=x_D$  en el punto más alto y que no pasa por el punto F, Fig. 2.9.b, la cual fija el punto diferencial  $\Delta_{Dm}$ . Similarmente, en la Fig. 2.9.c se presenta el caso para cuando la solución presenta una desviación negativa. En este caso, existe una línea de unión que interseca la línea  $x=x_W$  en el punto más bajo y que no pasa por el punto F, el cual establece el punto diferencial  $\Delta_{Wm}$ . El otro punto diferencial se fija a partir de la condición establecida por la Ec. 2.43.

Una vez que se ha determinado  $Q'_m$ , la relación de reflujo mínima se calcula a partir de la Ec. 2.36.a.

Existen ocasiones en que dos o más corrientes de alimentación compuestas de las mismas sustancias, pero con concentraciones diferentes, se introducen en una columna de destilación para dar el mismo destilado y producto de fondo. Para este caso, se recurrirá a la Fig. 2.10 para establecer las ecuaciones de diseño.

La construcción sobre el diagrama H-xy para las secciones de la columna sobre  $F_1$  y debajo de  $F_2$  es la misma que para una columna con una corriente de alimentación con los puntos diferenciales  $\Delta_D$  y  $\Delta_W$  localizados de la misma manera como se vió antes. Para la sección intermedia entre alimentaciones el punto diferencial  $\Delta_M$  se localiza a partir de balances de materia y energía, ya sea a partir de esta sección hacia el domo (como se indica en la

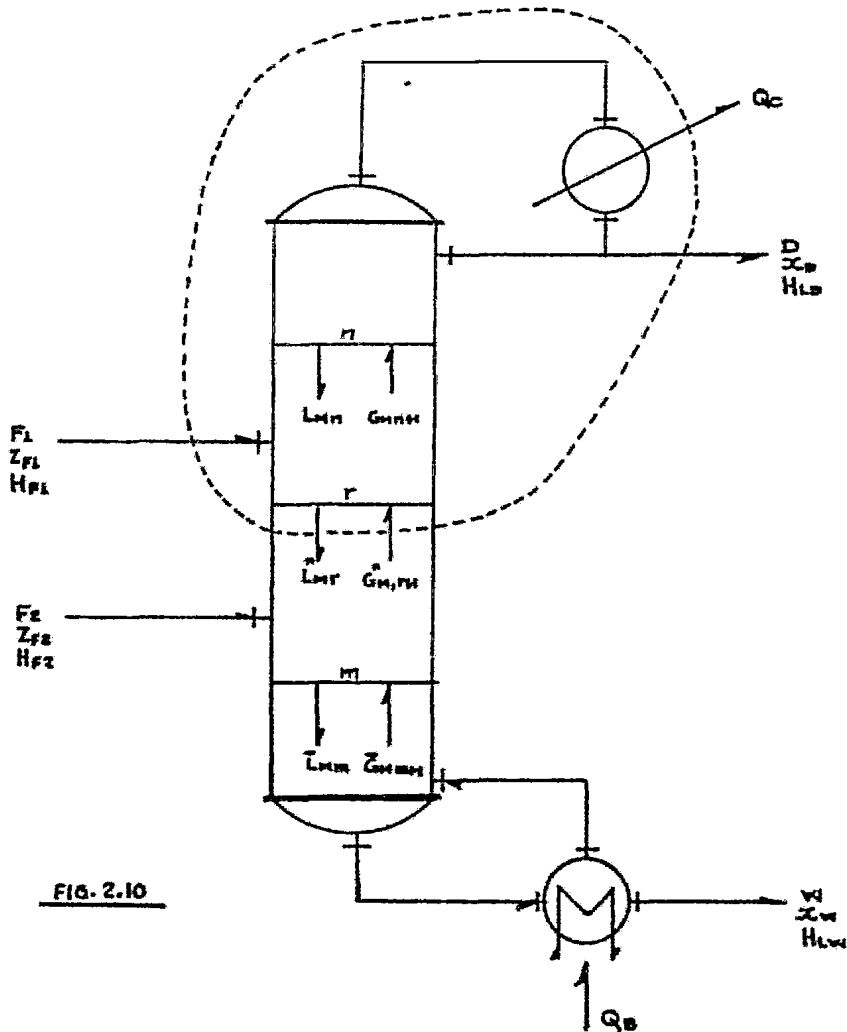


FIG. 2.10

figura) o a partir de esta sección hacia el fondo. Considerando el área limitada por la línea punteada en la Fig. 2.10, el punto  $\Delta_M$  representa una corriente ficticia igual al flujo neto de materia que sale por el domo:

$$G_{M,r+1}^* - L_{M,r}^* = D - F_1 = \Delta_M \text{ ----- (2.45)}$$

cuyas coordenadas son:

$$\Delta_M \begin{cases} x_M = \frac{\text{moles netas de A que salen}}{\text{moles netas totales que salen}} = \frac{Dx_D - F_1 z_{F1}}{D - F_1} \\ Q_M = \frac{\text{flujo de calor neto que sale}}{\text{moles netas totales que salen}} = \frac{Q_C + DH_{L,D} - F_1 H_{F1}}{D - F_1} \end{cases}$$

$\Delta_M$  puede tomar valores positivos o negativos.

A partir de la Ec. 2.45 se obtiene:

$$G_{M,r+1}^* Y_{r+1} - L_{M,r}^* x_r = \Delta_M x_M \quad (2.45.a)$$

$$G_{M,r+1}^* H_{G,r+1} - L_{M,r}^* H_{Lr} = \Delta_M Q_M \quad (2.46)$$

de donde:

$$\frac{L_{M,r}^*}{G_{M,r+1}^*} = \frac{Y_{r+1} - x_{\Delta M}}{x_r - x_{\Delta M}} = \frac{H_{G,r+1} - Q_M}{H_{Lr} - Q_M} \quad (2.47)$$

$$F_1 + F_2 = D + W = \Delta_D + \Delta_W$$

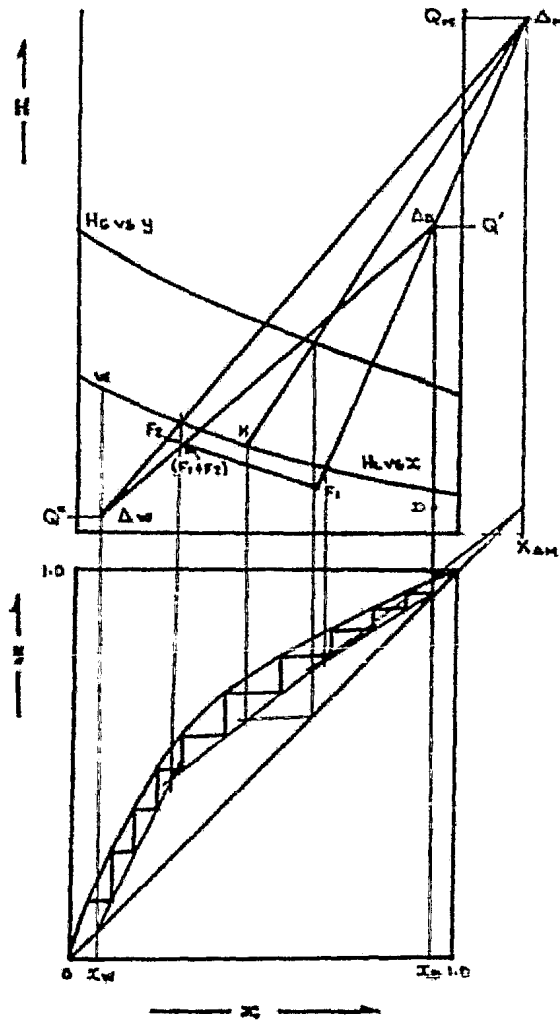
$$y \quad \Delta_M = F_2 - W \quad (2.48)$$

La construcción típica para este caso, se muestra en la Fig. 2.11, donde el punto diferencial  $\Delta_M$  se encuentra sobre la línea  $\Delta_D F_1$  (Ec. 2.45) y sobre la línea  $\Delta_W F_2$  (Ec. 2.48). La curva de operación, para la sección entre alimentaciones, sobre el diagrama xy se obtiene utilizando líneas como la  $\Delta_M K$  en la Fig. 2.11.

La mayoría de las columnas de destilación operan a una temperatura superior a la ambiente y por consiguiente, tendrán que existir pérdidas de calor a lo largo de la columna. La impor-

tancia de las pérdidas de calor y su influencia sobre el método de diseño, mencionado anteriormente, se verá a continuación.

De acuerdo a la Fig. 2.6, un balance de calor para la sección de enriquecimiento (Area III), incluyendo las pérdidas por calor, proporciona:



**FIG. 2.11**

$$G_{M,n+1} H_{Gn+1} = Q_C + DH_{L,D} + L_{M,n} H_{Ln} + Q_{Ln} \text{ ---- (2.49)}$$

donde  $Q_{Ln}$  son las pérdidas de calor desde el plato 1 hasta el n.

Definiendo a  $Q'_L$  por:

$$Q'_L = \frac{Q_C + DH_{L,D} + Q_{Ln}}{D} = Q' + \frac{Q_{Ln}}{D}$$

el balance de calor queda como:

$$G_{M,n+1} H_{G,n+1} - L_{M,n} H_{Ln} = DQ'_L \text{ ----- (2.49.a)}$$

$Q'_L$  es una variable que depende del número de platos incluidos en el balance de calor. Si solo se incluye el plato del domo ( $n=1$ ), las pérdidas de calor son pequeñas y  $Q'_L$  es aproximadamente igual a  $Q'$ . Conforme se incrementa el número de platos,  $Q_{Ln}$  y  $Q'_L$  se incrementan hasta alcanzar su valor más grande cuando todos los platos de la sección de enriquecimiento son incluidos. Por lo tanto, se necesita un punto diferencial para cada plato.

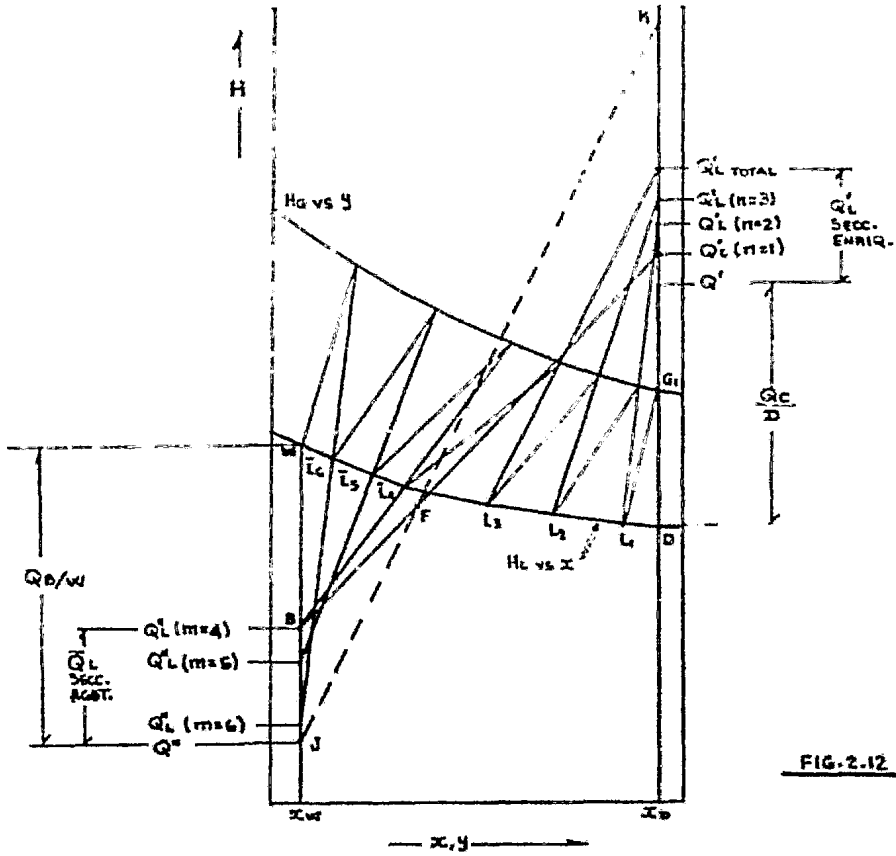


FIG. 2.12

Para la sección de agotamiento hasta el plato m (Area IV, Fig. 2.6).

$$\bar{L}_{M,m} H_{Lm} + Q_B = WH_{L,W} + \bar{G}_{M,m+1} H_{G,m+1} + \bar{Q}_{Lm} \quad (2.50)$$

definiendo a  $Q^*_L$  como:

$$Q^*_L = \frac{WH_{L,W} - Q_B + \bar{Q}_{Lm}}{W} = Q^* + \frac{Q_{Lm}}{W}$$

por lo tanto:

$$\bar{L}_{M,m} H_{Lm} - \bar{G}_{M,m+1} H_{G,m+1} = WQ^*_L \quad (2.50.a)$$

Al igual que para la sección de enriquecimiento,  $Q''_L$  es una variable que depende del número de platos y por consiguiente se necesitan puntos diferenciales separados para cada plato. Un balance total de entalpia produce:

$$\overline{H}_F = D \left( \overline{H}_{L,D} + \frac{Q_C}{D} + \frac{Q_L}{D} \right) + W \left( \overline{H}_{L,W} - \frac{Q_B}{W} + \frac{\overline{Q}_L}{W} \right) \text{-----} \quad (2.51)$$

donde  $Q_L$  y  $\overline{Q}_L$  son las pérdidas de calor, totales, para la sección de enriquecimiento y agotamiento, respectivamente. Al resolver la Ec. 2.51 con las ecuaciones de balance de material, (Ec. 2.41 y 2.41.a), resulta:

$$\frac{D}{\overline{W}} = \frac{z_F - x_W}{x_D - z_F} = \frac{\overline{H}_F - (\overline{H}_{L,W} - Q_B/W + \overline{Q}_L/W)}{(\overline{H}_{L,D} + Q_C/D + Q_L/D) - \overline{H}_F} \text{-----} \quad (2.52)$$

esta es la ecuación de la línea BF en la Fig. 2.12

De acuerdo a la Fig. 2.12, las pérdidas de calor incrementan el reflujo interno y para una carga de calor dada en el condensador, se requieren pocos platos para una separación dada. Sin embargo, el rehervidor debe suministrar no sólo el calor retirado en el condensador, sino también las pérdidas de calor. Ahora, - para la misma carga de calor del rehervidor y sin pérdidas de calor, todo el calor debe ser retirado por el condensador y la sección de agotamiento utilizaría el punto J para determinar el número de platos y la sección de enriquecimiento el punto K como puntos diferenciales. De tal manera que para una carga de calor en el rehervidor, se requieren pocos platos para una separación dada si se eliminan las pérdidas de calor. Por esta razón, los fraccionadores están siempre bien aislados.

### 2.3.2. Método de McCabe Thiele.

El método McCabe-Thiele utiliza las ecuaciones de balance de material y las representa como líneas rectas sobre el diagrama xy. La solución de un problema por este método llega a ser un problema de geometría analítica, en el cual las ecuaciones algebraicas se representan como líneas rectas.

Estas líneas son rectas debido a que se considera que el flujo molar de ambas fases en una sección de la torre, es constante.

La consideración del flujo molar constante implica varias consideraciones, la más importante es aquella que considera los calores de vaporización molares iguales para los dos componentes. La otra considera que la columna opera adiabáticamente y además, no existen efectos de calor sensible o de mezcla.

Para la sección de enriquecimiento en la Fig. 2.6, la Ec. 2.34.a se puede expresar en la siguiente forma:

$$\frac{L_{Mn}}{G_{Mn+1}} = 1 + \frac{H_{Gn+1} - H_{Ln}}{Q' - H_{Ln}}$$

donde  $Q'$  incluye la carga térmica del condensador y la entalpia del destilado, por mol de destilado. Generalmente la entalpia del líquido  $H_{Ln}$  es pequeña en comparación con  $Q'$ , debido a que la carga térmica del condensador es, por lo menos, igual al calor latente de condensación del líquido de reflujo. Si se considera que  $H_{Gn+1} - H_{Ln}$  es prácticamente constante, entonces  $L_n/G_{n+1}$  será también constante. La entalpia para la fase ligera es:



$$H_{G_{n+1}} = \left[ y_{n+1} C_{p,V,A} M_A + (1-y_{n+1}) C_{p,V,B} M_B \right] (T_{G_{n+1}} - T_O) + y_{n+1} \lambda'_{A,A} M_A + (1-y_{n+1}) \lambda'_{B,B} M_B \quad (2.53)$$

donde  $T_{G_{n+1}}$  es la temperatura del vapor que sale del plato  $n+1$  y las  $\lambda'_S$  son los calores latentes de vaporización a esta temperatura. Si la solución no se desvía demasiado de la condición ideal, entonces el término entre paréntesis se transforma en:

$$y_{n+1} C_{p,V,A} M_A + (1-y_{n+1}) C_{p,V,B} M_B \sim \overline{C_{p,V}} M_{Av}$$

la entalpia para la fase líquida es:

$$H_{L_n} = \overline{C_{p,L}} (T_{L_n} - T_O) M_{Av} + \Delta H_S$$

y:

$$H_{G_{n+1}} - H_{L_n} = \overline{C_{p,V}} M_{Av} (T_{G_{n+1}} - T_O) + y_{n+1} \lambda'_{A,A} M_A + (1-y_{n+1}) \lambda'_{B,B} M_B - \overline{C_{p,L}} (T_{L_n} - T_O) M_{Av} - \Delta H_S \quad (2.54)$$

Para la mayoría de los casos, los únicos términos importantes de la Ec. 2.54 son aquellos que contienen los calores latentes de vaporización. El cambio de temperatura entre platos adyacentes es pequeña, de tal manera que el término que representa el calor sensible es insignificante. El calor de solución generalmente presenta valores de cientos de BTU/#mol de solución, mientras que los calores latentes a presiones ordinarias, tienen valores entre 10,000 a 20,000 BTU/#mol. Por lo tanto, para propósitos prácticos:

$$H_{G_{n+1}} - H_{L_n} = (\lambda'_M)_{av}$$

donde el último término es el promedio ponderado de los calores molares de vaporización. Para muchos pares de sustancias se tiene que sus  $\lambda'_S$  son aproximadamente iguales, de tal manera que el promedio no es necesario. Si su diferencia es la única dificultad a vencer para aplicar esta consideración, entonces, es posible -

utilizar un peso molecular ficticio para uno de los componentes de tal manera que los calores latentes tengan el mismo valor (en este caso el cálculo total debe ser hecho utilizando este peso molecular ficticio, incluyendo las líneas de operación y los datos de equilibrio).

Si se consideran dos etapas adyacentes entre las cuales existe adición o retiro de material. Un balance de material produce:

$$L_{M,r-1} + G_{M,n+1} = L_{M,n} + G_{M,r}$$

de donde  $L_{M,r-1}/G_{M,r} = L_{M,n}/G_{M,n+1}$ , por lo tanto  $L_{M,n} = L_{M,r-1}$  y  $G_{M,n+1} = G_{M,r}$ . El flujo de líquido en una sección de la torre es constante sobre una base molar, pero conforme pasa de plato en plato, el peso molecular cambia, entonces el flujo en masa no es constante a través de esta sección del equipo.

**2.3.3. Sección de enriquecimiento. condensador total.**— En este caso, el condensador retira todo el calor latente de los vapores del domo sin subenfriar el condensado. El reflujo y el producto de domo son, por consiguiente, líquidos en su punto de burbuja y  $y_1 = x_D = x_0$ .

Las etapas se consideran ideales, de tal manera que la composición  $y_n$  del vapor que sale del plato  $n$  está en equilibrio con el líquido de composición  $x_n$ , que sale del mismo plato. El punto  $(x_n, y_n)$  sobre el diagrama  $xy$  se encuentra localizado sobre la curva de equilibrio.

El balance total de materia para esta sección, está definido por la Ec. 2.33:

$$G_M = L_M + D = D(P+1)$$

y para el componente A por la Ec. 2.33.a:

$$G_M y_{n+1} = L_M x_n + D x_D$$

La ecuación para la línea de operación en esta sección es:

$$y_{n+1} = \frac{L_M}{G_M} x_n + \frac{D}{G_M} x_D \text{ ----- (2.55)}$$

$$y_{n+1} = \frac{R}{R+1} x_n + \frac{x_D}{R+1} \text{ ----- (2.55.a)}$$

Esta es la ecuación de una línea recta sobre el diagrama  $xy$ , de pendiente  $L_M/G_M = R/(R+1)$  y con ordenada al origen igual a  $x_D/(R+1)$ . Cuando  $x_n = x_D$ ,  $y_{n+1} = x_D$ , por lo tanto, la línea de operación interseca a la diagonal de  $45^\circ$  en  $y=x=x_D$ . Con este punto y el valor de la ordenada al origen, se construye fácilmente la línea de operación.

**2.3.4 Sección de agotamiento.**— Para la sección de la torre localizada por debajo del punto de alimentación los flujos  $\bar{L}_M$  y  $\bar{G}_M$  permanecen constantes al pasar de plato en plato pero, no son necesariamente iguales a los de la sección de enriquecimiento. Las etapas se consideran ideales. La ecuación del balance total de materia para esta sección está dada por la Ec. 2.37:

$$\bar{L}_M = \bar{G}_M + W$$

“ para el componente A, por la Ec. 2.37.a:

$$\bar{L}_M x_m = \bar{G}_M y_{m+1} + W x_W$$

La ecuación para la línea de operación en esta sección es:

$$y_{m+1} = \frac{\bar{L}_M}{\bar{G}_M} x_m - \frac{W}{\bar{G}_M} x_W \text{ ----- (2.56)}$$

$$y_{m+1} = \frac{\bar{L}_M}{\bar{L}_M - W} x_m - \frac{W}{\bar{L}_M - W} x_W \quad \text{----- (2.56.a)}$$

Esta es la ecuación de una línea recta cuya pendiente es  $\bar{L}_M/\bar{G}_M = \bar{L}_M/(\bar{L}_M - W)$ . Cuando  $x_m = x_W$ ,  $y_{m+1} = x_W$ , por lo tanto la línea de operación interseca a la diagonal de 45° en  $x=y=x_W$ .

**2.3.5. Plato de alimentación.-** Los efectos cuantitativos que origina la introducción de la alimentación dependen de la condición de ésta. La alimentación se puede introducir como un líquido frío, como un líquido saturado a su temperatura de ebullición, como una mezcla de vapor y líquido, como un vapor saturado a su temperatura de condensación o como un vapor sobrecalentado.

Los cinco tipos de alimentación se pueden correlacionar utilizando un único factor, que se representa por "f" y que se define como el número de moles de vapor en la sección de rectificación que resultan de la introducción de cada mol de alimentación. Por consiguiente, f tiene los siguientes límites numéricos para las distintas condiciones de la alimentación:

Alimentación como líquido frío	$f < 0$
Alimentación como líquido saturado	$f = 0$
Alimentación líquido-vapor	$0 < f < 1$
Alimentación como vapor saturado	$f = 1$
Alimentación como vapor sobrecalentado	$f > 1$

La contribución a  $G_M$  de toda la alimentación es  $fF$  de forma que:

$$G_M = \bar{G}_M + fF$$

$$G_M - \bar{G}_M = fF \quad \text{----- (2.57)}$$

Análogamente, la contribución a  $\bar{L}_M$  de toda la alimentación es  $F(1-f)$ , de forma que el líquido total de reflujo en la sección de agotamiento es la suma de  $L_M$  y  $F(1-f)$ , o sea:

$$\bar{L}_M = L_M + (1-f)F$$

$$\bar{L}_M - L_M = (1-f)F \text{ ----- (2.57.a)}$$

2.3.6. Línea de alimentación.- Las Ec. 2.57 y 2.57.a se pueden utilizar, con balances de materia, con el fin de obtener el lugar geométrico de todos los puntos de intersección de las líneas de operación. La ecuación correspondiente a esta línea de intersecciones se obtiene de la siguiente forma: Las Ec. 2.33.a y 2.37.a se pueden escribir como:

$$G_M y = L_M x + D x_D$$

$$\bar{G}_M y = \bar{L}_M x - W x_W$$

restando la segunda ecuación de la primera:

$$y(G_M - \bar{G}_M) = (L_M - \bar{L}_M)x + D x_D + W x_W$$

de acuerdo con la Ec. 2.41.a, los dos últimos términos de esta ecuación se pueden sustituir por  $FZ_F$ . Por otra parte, sustituyendo  $L_M - \bar{L}_M$  de la Ec. 2.57.a y  $G_M - \bar{G}_M$  de la Ec. 2.57, se obtiene:

$$fFy = -(1-f)Fx + FZ_F$$

$$y = -\frac{1-f}{f}x + \frac{Z_F}{f} \text{ ----- (2.58)}$$

La ecuación 2.58 representa una recta, llamada línea de alimentación, sobre la que están situadas todas las intersecciones de las

líneas de operación. Esta línea corta a la diagonal de 45° en  $x=Z_F$ .

El valor de  $f$  cuando la alimentación entra como un líquido frío, se obtiene mediante la ecuación:

$$f = - \frac{\overline{CP}_L (T_{Lb} - T_{LF})}{\lambda'} \quad \text{----- (2.59)}$$

para vapor sobrecalentado, la ecuación es:

$$f = 1 + \frac{\overline{CP}_V (T_{GF} - T_{Gd})}{\lambda'} \quad \text{----- (2.59.a)}$$

Otra forma de establecer la ecuación de la línea de alimentación es la siguiente: Considerar la sección de la columna donde se localiza el plato de alimentación (Fig. 2.13). En este plato las cantidades de líquido y vapor cambian abruptamente. Para establecer la relación general, se parte del balance total de materia y energía.

$$F + L_M + \overline{G}_M = G_M + \overline{L}_M \quad \text{----- (2.60)}$$

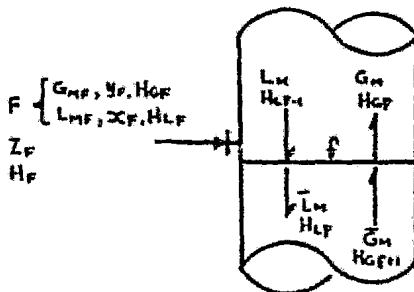


FIG. 2.13

$$FH_F + L_M H_{L_{f-1}} + \bar{G}_M H_{G_{f+1}} = G_M H_{G_f} + \bar{L}_M H_{L_f} \quad (2.60.a)$$

Las corrientes de vapor y líquido dentro de la torre están saturadas, y las entalpías molares de todos los vapores saturados en esta sección son casi idénticos, además los cambios de temperatura y composición son pequeños. Lo anterior es cierto también para la corriente líquida, de tal forma que  $H_{G_f} = H_{G_{f+1}}$  y  $H_{L_{f-1}} = H_{L_f}$ . Así que la Ec. 2.60.a se transforma en:

$$(\bar{L}_M - L_M) H_L = (\bar{G}_M - G_M) H_G + FH_F \quad (2.60.b)$$

combinando esta ecuación con la Ec. 2.60, se tiene:

$$\frac{\bar{L}_M - L_M}{F} = \frac{H_G - H_F}{H_G - H_L} = q \quad (2.61)$$

La cantidad "q" está definida como el calor requerido para convertir 1 mol de alimentación desde su condición  $H_F$  a vapor saturado, dividido por el calor latente molar  $H_G - H_L$ . Combinando las Ec. 2.60 y 2.61 se obtiene:

$$\bar{G}_M - G_M = F(q-1) \quad (2.62)$$

A partir de las ecuaciones del balance de materia y de la Ec. 2.61, se obtiene la ecuación de la línea de alimentación:

$$y = \frac{q}{q-1} x - \frac{z_F}{q-1} \quad (2.63)$$

Cuando el vapor que se retira por el domo se condensa y se enfría por debajo de su punto de burbuja, de tal forma que el reflujo se introduce a la torre como líquido subenfriado, el vapor  $G_{M,1}$  que abandona el plate superior tendrá que condensar, en parte,

para poder calentar el reflujo hasta su punto de burbuja. La cantidad de energía requerida para este calentamiento es:

$L_{M,O} \bar{C}_{pL} M_{av} (T_{Lb,O} - T_{L,R})$ , donde  $T_{Lb,O}$  y  $T_{L,R}$  son la temperatura de burbuja del reflujo y la temperatura actual del reflujo, respectivamente. Una cantidad de vapor igual a:  $L_{M,O} \bar{C}_{pL} M_{av} (T_{Lb,O} - T_{L,R}) / (\lambda'_{M})_{av}$  condensará para proporcionar la energía necesaria y el vapor condensado se adicionará a la corriente de reflujo,  $L_{M,O}$  por lo tanto, la cantidad de líquido por debajo del plato número 1, será:

$$\begin{aligned} L_M &= L_{M,O} + \frac{L_{M,O} \bar{C}_{pL} M_{av} (T_{Lb,O} - T_{LR})}{(\lambda'_{M})_{av}} \\ &= RD \left[ 1 + \frac{\bar{C}_{pL} M_{av} (T_{Lb,O} - T_{LR})}{(\lambda'_{M})_{av}} \right] \end{aligned} \quad \text{----- (2.64)}$$

Definiendo una relación de reflujo aparente como:

$$R' = \frac{L_M}{D} = \frac{L_M}{G_M - L_M}$$

sustituyendo el valor de  $L_M$  definido por la Ec. 2.64:

$$R' = R \left[ 1 + \frac{\bar{C}_{pL} M_{av} (T_{Lb,O} - T_{LR})}{(\lambda'_{M})_{av}} \right] \quad \text{----- (2.64.a)}$$

Por lo tanto, la ecuación de la línea de operación para la sección de rectificación es:

$$y_{n+1} = \frac{R'}{R'+1} x_n + \frac{x_D}{R'+1} \quad \text{----- (2.65)}$$

Esta línea pasa por el punto  $y=x=x_D$ , con intersección al origen, igual a  $x_D/(R'+1)$  y con pendiente igual a  $R'/(R'+1)$ .



2.3.7. Destilación en equipo de contacto continuo.- El tratamiento de la transferencia de materia en una columna empacada considera la naturaleza diferencial del cambio que ocurre dentro de ella. Se considera que sobre un elemento diferencial de altura  $dz$ , la presión parcial en el vapor, del componente con punto de ebullición más bajo, se incrementa en una cantidad diferencial  $dp$ . Además el número de moles de vapor que pasa a través de la columna permanece constante. El número de moles del componente más volátil que pasa a la fase ligera es:

$$dw = \frac{dpGS}{P_t M} \text{-----} \quad (2.66)$$

este flujo de materia debe ser igual a la velocidad de transferencia por difusión, la cual se expresa como:

$$dw = k'_G \Delta p dA = k'_G a \Delta p S dz \text{-----} \quad (2.67)$$

Al combinar y reorganizar las ecuaciones 2.66 y 2.67 se tiene:

$$\frac{dp}{\Delta p} = \left( \frac{k'_G a P_t M}{G} \right) dz$$

$$\int_{p_1}^{p_2} \frac{dp}{\Delta p} = \frac{k'_G a P_t M}{G} z \text{-----} \quad (2.68)$$

El término del lado izquierdo de la ecuación se puede considerar como una medida de la dificultad para realizar la separación y está definido como el número de unidades de transferencia

$$NTU = \int_{p_1}^{p_2} \frac{dp}{\Delta p} \text{-----} \quad (2.69)$$

o en términos de fracción mol:

$$NTU = \int_{Y_1}^{Y_2} \frac{dy}{Y_i - Y} \text{ ----- (2.69.a)}$$

Entonces, la altura de la columna se traduce en multiplicar la altura de la unidad de transferencia, definida como:

$$HTU = \frac{G}{K'_G a P_t M} \text{ ----- (2.70)}$$

6

$$HTU = \frac{G}{K'_Y a} \text{ ----- (2.70.a)}$$

por el número de unidades de transferencia.

#### 2.4. Extracción líquido-líquido.

La extracción líquido-líquido consiste en la separación de los constituyentes de una solución líquida por contacto con otro líquido inmiscible que disuelve preferentemente a uno de los constituyentes de la solución original, dando lugar a la aparición de dos capas líquidas inmiscibles de diferentes densidades, con lo cual se obtiene un cierto grado de separación, y éste puede ser mejorado si se usan contactores de múltiple etapa.

La solución a tratar se denomina alimentación, y el líquido con el cual la alimentación se pone en contacto es el solvente. Después del contacto entre la alimentación y el solvente, se obtienen dos fases líquidas, denominadas: Extracto (la más rica en solvente) y Refinado (la más pobre en solvente). Una u otra capa pueden ser la superior, o ligera, o la inferior, o pesada, según sus densidades relativas. El solvente puede ser particularmente miscible con uno sólo o con ambos componentes de la alimentación. Se dice que el solvente es selectivo para el componente de la alimentación, cuya proporción al otro es mayor en el extracto que en el refinado o en la alimentación inicial.

En cualquier proceso de extracción se necesita:

- i) Contacto de la solución líquida original con el solvente.
- ii) Separación de las capas o fases resultantes.
- iii) Separación y recuperación del solvente de cada una de las fases para volverlo a utilizar.

El sistema puede ser de una sola etapa o de una serie de ellas, siendo lo último lo más frecuente. Una etapa en que se alcance el equilibrio entre las dos fases, se dice que es una etapa de extracción ideal o teórica. El rendimiento de la etapa se mide por la aproximación con que se alcanza el equilibrio.

Los elementos esenciales de un proceso de extracción son: la operación de poner en contacto los materiales y el grado de extracción o de separación obtenido. En algunos casos, la separación subsiguiente de cada fase y la separación o recuperación del solvente de cada una de ellas, puede tener una importancia igual o mayor y determinar el éxito de la aplicación de un proceso de extracción. Por ejemplo, la tendencia hacia la emulsificación de las dos fases puede ocasionar dificultades insuperables en su separación después de entrar en contacto. El acercamiento de ambas fases a la misma densidad ocasiona dificultades semejantes.

En la extracción líquido-líquido, la separación y la recuperación del solvente se realiza por destilación, por evaporación, por calentamiento o enfriamiento para disminuir la solubilidad del soluto y producir así dos fases; por extracción del solvente primario con un solvente secundario y la separación subsiguiente de ambos por destilación. La destilación suele ser el método más factible y el más frecuentemente empleado. La extracción del sol-

vente primario dentro de otro secundario ofrece a veces ventajas, ya que a menudo puede elegirse este último, de modo que su separación del primario por destilación sea relativamente más fácil y menos costosa que la del primario del extracto.

El método empleado depende de las propiedades del solvente, extracto y refinado. Esto es un factor importante que decide a menudo la economía de un proceso de extracción. Aunque un solvente determinado pueda dar una excelente selectividad y una buena separación entre los dos componentes de la alimentación, su aplicación puede resultar imposible en la práctica por la dificultad de separarlo del extracto y del refino, y sólo se empleará cuando no sea posible ningún otro método de separación de los componentes de la alimentación.

SELECCION DEL SOLVENTE. Es poco probable que un líquido en particular exhiba todas las propiedades consideradas deseables para la extracción. Las siguientes características son las que generalmente se consideran al hacer la selección del solvente.

i) **SELECTIVIDAD.** La efectividad del solvente "B" para separar una solución de "A" y "C" en sus componentes se mide comparando la relación de "C" a "A" en la fase rica en solvente, a aquella en la fase rica en "A" en el equilibrio. La relación de las relaciones, factor de separación o selectividad,  $\beta$ , es análogo a la volatilidad relativa en destilación. Si E (capa de extracto) y R (capa de refino) son las fases en equilibrio, entonces:

$$\beta = \frac{(\text{fracción peso de "C" en E})/(\text{fracción peso de "A" en E})}{(\text{fracción peso de "C" en R})/(\text{fracción peso de "A" en R})}$$

$$\beta = \frac{y_E^* \text{ (fracción peso de "A" en R)}}{x_R \text{ (fracción peso de "A" en E)}}$$

para todas las operaciones de extracción, la selectividad debe exceder la unidad. Si la selectividad es igual a la unidad, la separación no es posible.

El grado de selectividad varía con el intervalo de concentración y, en cierto grado, con la temperatura. En algunos sistemas la selectividad se invierte con la composición. En este caso, existe una composición especial para la cual el solvente no es selectivo. Este fenómeno es análogo al de la mezcla azeotrópica en la destilación, y tiene implicaciones semejantes. Como era de esperar, la composición de la mezcla en que no hay selectividad varía con la temperatura. La experimentación es el único método seguro para predecir la selectividad de un solvente.

ii) COEFICIENTE DE DISTRIBUCION. Es la relación  $y^*/x^*$  en el equilibrio. Mientras que no es necesario que el coeficiente de distribución sea mayor que la unidad, valores mayores son deseables, con lo cual disminuye la cantidad de solvente requerida para la extracción. Este coeficiente de distribución de los componentes de la mezcla a separar depende del solvente empleado, de la composición de la mezcla y de la temperatura de operación.

iii) RECUPERABILIDAD. Es siempre necesario recuperar el solvente para volverlo a usar, y esto se hace, frecuentemente, utilizando otra operación de transferencia de masa, generalmente destilación. Si se usa la destilación, el solvente no debe for-

mar un azeótropo con el soluto extraído, y las mezclas deben mostrar una alta volatilidad relativa para obtener un bajo costo de recuperación. Aquella sustancia en el extracto, ya sea solvente o soluto, la cual esté presente en menor cantidad debe ser la más volátil para reducir los costos de energía. Si el solvente va a ser evaporado, su calor latente de vaporización debe ser pequeño.

iv) DENSIDAD. Una diferencia en densidad de las fases líquidas saturadas es necesaria para la operación de equipo de contacto continuo y por etapas. Entre mayor sea esta diferencia, es mejor debido a que la separación de las capas resultantes después del mezclado es rápida. La diferencia en la densidad para las fases en equilibrio disminuirá conforme la concentración de "C" se incrementa y caerá a cero en el punto de pliegue.

v) TENSION INTERFACIAL. Cuando la tensión interfacial es alta se produce más fácilmente la coalescencia de la emulsión, pero se dificulta la dispersión de un líquido en el otro. La coalescencia es de gran importancia y por consiguiente la tensión interfacial debe ser alta. La tensión interfacial entre fases en equilibrio es cero cuando se está en el punto de pliegue.

vi) REACTIVIDAD QUIMICA. El solvente debe ser estable químicamente e inerte con respecto a los otros componentes y al material de construcción del equipo.

vii) VISCOSIDAD, PRESION DE VAPOR Y PUNTO DE CONGELACION.

Deben ser lo más bajo posible para facilitar su manejo y almacenamiento.

**APLICACIONES.** La extracción líquido-líquido como procedimiento de ingeniería química, encuentra aplicación en la separación de componentes de mezclas líquidas en las que los métodos como destilación y evaporación son impracticables. En el caso de la extracción líquido-líquido las dos fases en contacto son, generalmente, completamente diferentes químicamente, y ésto origina una separación de sustancias de acuerdo al tipo químico.

Cuando se puede utilizar la extracción o bien la destilación, se opta generalmente por la destilación, a pesar de la necesidad de calor y agua de enfriamiento. En extracción es preciso recuperar el solvente para su reutilización, lo cual exige también una operación de destilación, y la combinación de las dos operaciones es más complicada, y generalmente, más cara que la correspondiente destilación. Por otra parte, en extracción interviene un tercer componente, el solvente, cuyas pérdidas es preciso reponer. En muchos casos, la elección entre los métodos de destilación y extracción requiere un estudio comparativo de ambos.

Como en las operaciones gas-líquido, el proceso de extracción se puede llevar a cabo en equipo por etapas o de contacto continuo.

**CONTACTO POR ETAPAS.** La extracción en este tipo de equipo se realiza de acuerdo a una variedad de arreglos, dependiendo de la naturaleza del sistema y de la separación deseada. A continuación se verán los diferentes arreglos para efectuar la ex-

tracción, en cada uno de ellos se considerará que cada etapa es una etapa teórica o en equilibrio, de tal forma que el extracto y el refinado que salen de ésta se encuentran en equilibrio. En cada etapa se produce el contacto de los líquidos insolubles y la separación de las fases resultantes. Un mezclador y un sedimentador constituyen una etapa y para operaciones en múltiple etapa, éstas pueden arreglarse en cascada como se desee. En operaciones de múltiple etapa en contracorriente se utilizan, generalmente, torres.

#### 2.4.1. EXTRACCION EN SIMPLE ETAPA.

2.4.1.1. Solvente parcialmente miscible con uno de los componentes de la alimentación y totalmente miscible con el otro.— La operación puede ser intermitente o continua. Es el método más simple y común y consiste en poner en contacto el solvente y el material a tratar (alimentación) una sola vez y luego recuperar el producto y el solvente sin hacer ninguna extracción posterior. Este método es el menos eficaz y rara vez es factible a escala industrial. Tal como se practica, suele llegarse casi al equilibrio, por consiguiente, la cantidad de sustancia disuelta extraída depende únicamente de las relaciones de equilibrio y de la cantidad de solvente usado. La recuperación en el extracto es pequeña y está limitada por la cantidad de solvente empleada. La concentración del extracto es baja, y el grado de separación entre los componentes de la alimentación es poco satisfactorio. En la Fig. 2.14 se muestra la etapa de extracción, en donde la alimentación,  $F$ , con-



tiene las sustancias "A" y "C", con una fracción peso en "C",  $x_F$ . Esta alimentación se pone en contacto con el solvente, principalmente sustancia "B" con una fracción peso en "C",  $y_S$ , para dar el extracto  $E_1$  en equilibrio con el refinado  $R_1$  (Ver Fig. 2.15).

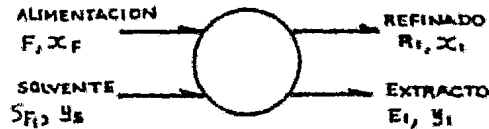


FIG. 2.14

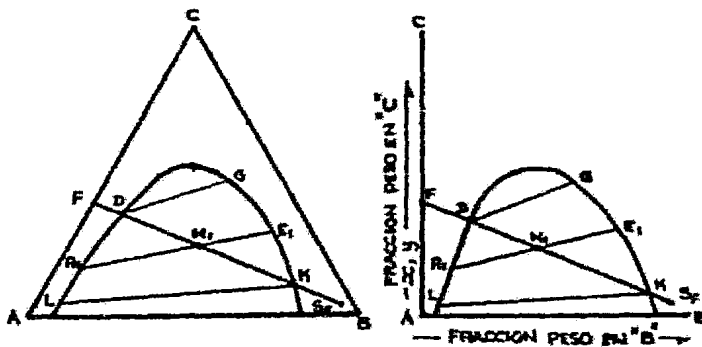


FIG. 2.15.

Cuando se adiciona S a F se produce la mezcla  $M_1$ , la cual por sedimentación forma las fases en equilibrio  $E_1$  y  $R_1$  unidas por la línea de unión que pasa por  $M_1$ . Un balance total de materia proporciona:

$$F + S_{P1} = M_1 = E_1 + R_1 \text{ ----- (2.71)}$$

Un balance para el componente "C", soluto, proporciona:

$$F x_F + S_{P1} y_S = M_1 x_{M1} \text{ ----- (2.71.a)}$$

de donde se puede calcular  $x_{M_1}$ . La cantidad de solvente requerido para producir la mezcla  $M_1$  se obtiene a partir de:

$$\frac{S_{F1}}{F} = \frac{x_F - x_{M1}}{x_{M1} - y_S} \text{-----} (2.71.b)$$

la cantidad de extracto se calcula a partir de:

$$E_1 y_1 + R_1 x_1 = M_1 x_{M_1}$$

$$E_1 = \frac{M_1 (x_{M_1} - x_1)}{y_1 - x_1} \text{-----} (2.71.c)$$

y  $R_1$  se determina a partir de la Ec. 2.71

Los cálculos también se pueden hacer utilizando composiciones sobre una base libre de solvente y utilizando el diagrama correspondiente, Fig. 2.15.a Si el solvente S está formado por el componente "B" puro, su valor N tiene un valor infinito y la línea FS es vertical. El extracto  $E_1$  y el refinado  $R_1$  están unidos por la recta de reparto que pasa por  $M_1$ .

El balance de material para usarse con este diagrama debe ser hecho sobre una base libre de solvente:

$$F' + S'_{F1} = M'_1 = E'_1 + R'_1 \text{-----} (2.72)$$

Normalmente la alimentación está libre de solvente, entonces  $F=F'$ .

Balance de materia para "C":

$$F' x_F + S'_{F,i} y_S = M'_1 x_{M_1} = E'_1 y_1 + R'_1 x_1 \text{-----} (2.72.a)$$



y para "B":

$$F'N_F + S'_{F,1}N_S = M'_1N_{M_1} = E'_1N_{E_1} + R'_1N_{R_1} \text{ -----(2.72.b)}$$

generalmente  $N_F=0$  (la alimentación no contiene solvente, "B"). La cantidad de extracto sobre una base libre de solvente se obtiene a partir de:

$$E'_1 = \frac{M'_1 (X_{M_1} - X_1)}{Y_1 - X_1} \text{ ----- (2.72.c)}$$

La cantidad de  $R'_1$  se obtiene a partir de la Ec. 2.72. El peso total de extracto y refinado se obtiene de:

$$E_1 = E'_1 (1+N_{E_1}) \quad R_1 = R'_1 (1+N_{R_1})$$

Si el solvente está formado por el componente puro "B", entonces  $N_S = \infty$ . La Ec. 2.72.b sigue aplicando bajo las siguientes consideraciones:  $S'_{F,1} = 0$ ,  $N_S = 0$ ,  $S'_{F,1}N_S = B$  y  $F' = M'_1$ . A partir de las Ec. 2.72 y 2.72.a, se obtiene:

$$\frac{R'_1}{E'_1} = \frac{Y_1 - X_{M_1}}{X_{M_1} - X_1} \text{ -----(2.72.d)}$$

2.4.1.2. Solvente parcialmente miscible con ambos componentes de la alimentación.— Las ecuaciones que pueden deducirse son análogas a las indicadas para el caso anterior.

2.4.1.3. Sistemas inmiscibles.— Se presenta un caso especialmente sencillo cuando los componentes "A" y "B" son totalmente inmiscibles entre sí, y permanecen cada uno en una fase.

En este caso, resulta conveniente referir la concentración de cada fase al componente inmutable de la misma; es decir, la com

posición del refinado se expresa por  $x'$  (peso de "C"/peso de "A") y la del extracto por  $y'$  (peso de "C"/peso de "B"). Designando por A a la cantidad de "A" en la alimentación de composición  $x'_F$  y por B la cantidad de "B" en el agente extractor de composición  $y'_S$ , por un balance de materia referido al componente "C", tenemos:

$$Ax'_F + By'_S = Ax'_1 + By'_1 \text{ ----- (2.73)}$$

siendo  $x'_1$  e  $y'_1$  las concentraciones del extracto y refinado obtenidas al alcanzarse el equilibrio entre fases. La ecuación anterior puede ponerse en la forma:

$$-A(x'_1 - x'_F) = B(y'_1 - y'_S)$$

y reorganizando:

$$\frac{y'_1 - y'_S}{x'_1 - x'_F} = -\frac{A}{B} \text{ ----- (2.73.a)}$$

**2.4.2. EXTRACCION SIMPLE EN MULTIPLE ETAPA.** En este arreglo la cantidad total de solvente utilizado se divide en varias porciones. La extracción consiste en tratar la alimentación con cada una de esas porciones de solvente nuevo en una serie de etapas o vasos sucesivos. Esto es, el refinado de la primera etapa de la extracción se trata con solvente nuevo en una segunda etapa y así sucesivamente.

Los resultados varían según las proporciones en que se divide el solvente total entre las diversas etapas. Los mejores resultados se obtendrán con cantidades iguales de solvente en cada etapa. A menos que el solvente de la alimentación sea muy inmiscible con el solvente de extracción, la separación entre los com-

ponentes de aquella tiende, no obstante a ser poco satisfactoria. Se necesita una cantidad excesivamente grande de solvente para alcanzar un alto grado de extracción por este método, y la concentración del soluto en la capa de extracto es baja. La concentración de la capa de extracto va disminuyendo cada vez más en las etapas sucesivas.

2.4.2.1. En la Fig. 2.16 se muestra el arreglo de las etapas de extracción para el caso en que el solvente sea parcialmente miscible con un componente y totalmente miscible con el otro. El cálculo de éstas se puede hacer sobre un diagrama triangular o sobre el de coordenadas sobre una base libre de solvente. Todos los balances de materia para una etapa se aplican a las demás, excepto que la alimentación a una etapa es el refinado de la anterior. Así, para la etapa "n":

$$\text{balance total: } R_{n-1} + S_{F,n} = M_n = E_n + R_n \quad \text{-----(2.74)}$$

$$\text{balance para "C": } R_{n-1}x_{n-1} + S_{F,n}y = M_n x_n = E_n y_n + R_n x_n \quad \text{----(2.74.a)}$$

Si se utilizan coordenadas sobre una base libre de solvente:

$$\text{balance para "A" + "C": } R'_{n-1} + S'_{F,n} = M'_n = E'_n + R'_n \quad \text{-----(2.75)}$$

$$\text{balance para "C": } R'_{n-1}x'_{n-1} + S'_{F,n}y' = M'_n x'_n = E'_n y'_n + R'_n x'_n \quad \text{----(2.75.a)}$$

$$\text{balance para "B": } R'_{n-1}N_{Rn-1} + S'_{F,n}N_{S} = M'_n N_{Mn} = E'_n N_{En} + R'_n N_{Rn} \quad \text{----(2.75.b)}$$

Se pueden utilizar cantidades diferentes de solvente en cada etapa y aún a diferente temperatura. Para una concentración final en el refinado, entre menos etapas se utilicen, se requerirá mayor cantidad de solvente.

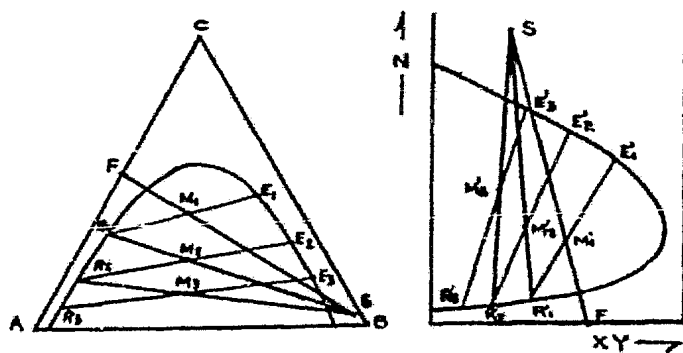
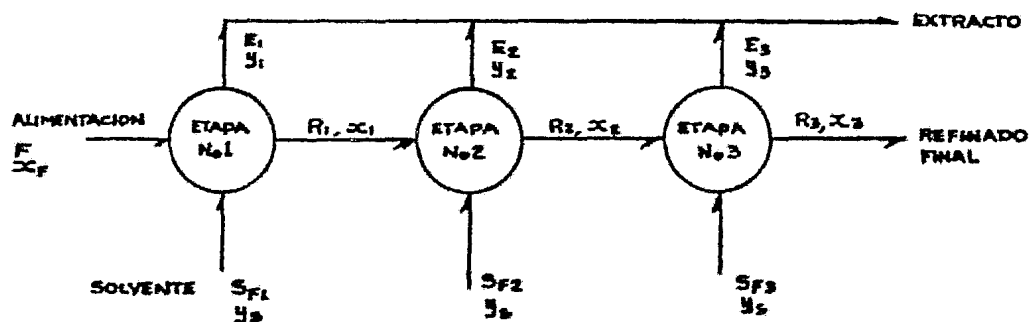


FIG. 2.16

Debe hacerse notar que este método de extracción se emplea solamente cuando el coeficiente de distribución es muy elevado con respecto al componente a extraer, y cuando el solvente no haya de recuperarse, o bien, su recuperación resulte muy económica.

2.4.2.2. Líquidos insolubles.- Cuando el solvente de extracción y el solvente de la alimentación son insolubles y si permanecen así en todo el rango de concentraciones donde el soluto se distribuye, entonces los cálculos se simplifican de tal forma que un balance para "C" en la etapa "n" proporciona:

$$Ax'_{n-1} + B_n y'_S = B_n y'_n + Ax'_n$$

$$-\frac{A}{B_n} = \frac{y'_S - y'_n}{x'_{n-1} - x'_n} \quad (2.76)$$

Esta es la ecuación de la línea de operación para la etapa n de pendiente  $-A/B_n$  que pasa a través de los puntos  $(x'_{n-1}, y'_S)$  y  $(x'_n, y'_n)$ .

#### 2.4.3. EXTRACCION A CONTRACORRIENTE EN MULTIPLE ETAPA.

2.4.3.1. La Fig. 2.17 ilustra esquemáticamente el flujo de materiales en este método, para el caso en que el solvente sea parcialmente miscible con un componente y totalmente miscible con el otro. Las corrientes de extracto y refinado fluyen de etapa a etapa en contracorriente para dar dos productos finales, refinado  $R_{np}$  y extracto  $E_1$ .

Este sistema se compone de una serie de mezcladores, cada uno con su sedimentador independiente, o puede emplearse algún sistema



continuo de columna de platos. Para un grado de separación dado, este tipo de operación requiere menos etapas para una cantidad dada de solvente, o menos solvente para un número fijo de etapas, que los métodos descritos anteriormente.

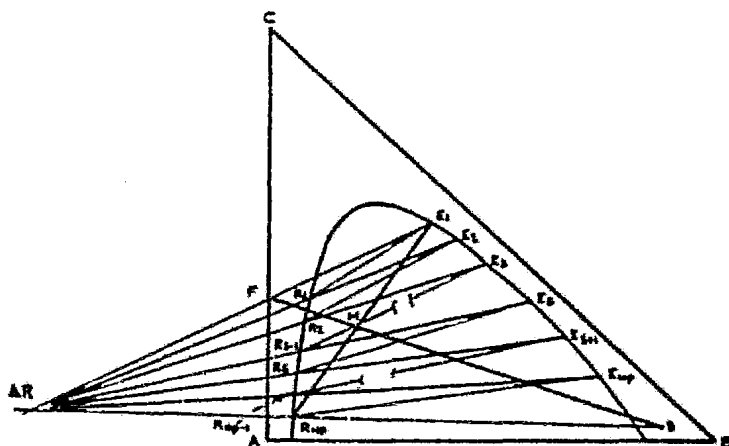
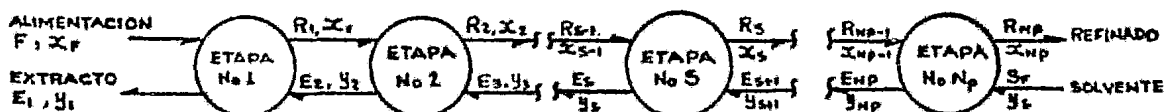


FIG. 2.17

El balance total de materia es:

$$F + S_F = E_1 + R_{NP} = M \quad \text{-----} \quad (2.77)$$

El punto M se localiza sobre la línea  $FS_F$  en la figura y, a partir de un balance para el componente "C":

$$F x_F + S_F y_S = E_1 y_1 + R_{NP} x_{NP} = M x_M$$

$$x_M = \frac{F x_F + S_F y_S}{F + S_F} \quad \text{-----} \quad (2.77.a)$$

Rearreglando la Ec. 2.77 se obtiene:

$$R_{NP} - S_F = F - E_1 = \Delta R \text{ -----(2.77.b)}$$

Donde  $\Delta R$  es el punto diferencial definido como el flujo neto hacia afuera en la última etapa,  $N_p$ . De acuerdo a la Ec. 2.77.b, cuando las líneas  $E_1F$  y  $S_F R_{NP}$  se extienden, éstas deben intersectarse en el punto  $\Delta R$ , como se muestra en la Fig. 2.17. Un balance de materia incluyendo las etapas "S" a " $N_p$ " produce:

$$R_{S-1} + S_F = R_{NP} + E_S$$

6

$$R_{NP} - S_F = R_{S-1} - E_S = \Delta R \text{ ----- (2.77.c)}$$

de tal forma que la diferencia de flujo en un punto entre dos etapas adyacentes es constante e igual a  $\Delta R$ . La línea  $E_S R_{S-1}$  cuando se extiende debe pasar, también, a través de  $\Delta R$ .

La Fig. 2.18 muestra la construcción gráfica en coordenadas sobre una base libre de solvente. El balance de materia total sobre una base libre de solvente es:

$$F' + S'_F = E'_1 + R'_{NP} = M' \text{ -----(2.78)}$$

El punto  $M'$  se encuentra sobre la línea  $F'S'_F$  con coordenada  $X_M$ , ésta última calculada a partir de un balance de materia para "C":

$$F'X_F + S'_F Y_S = M'X_M \text{ -----(2.78.a)}$$

Si el solvente es el componente "B" puro, entonces:  $S'_F = 0$ ,  $S'_F Y_S = 0$ ,

$F' = M'$ ,  $X_M = X_F$  y el punto M se encuentra verticalmente sobre

$F'$ .

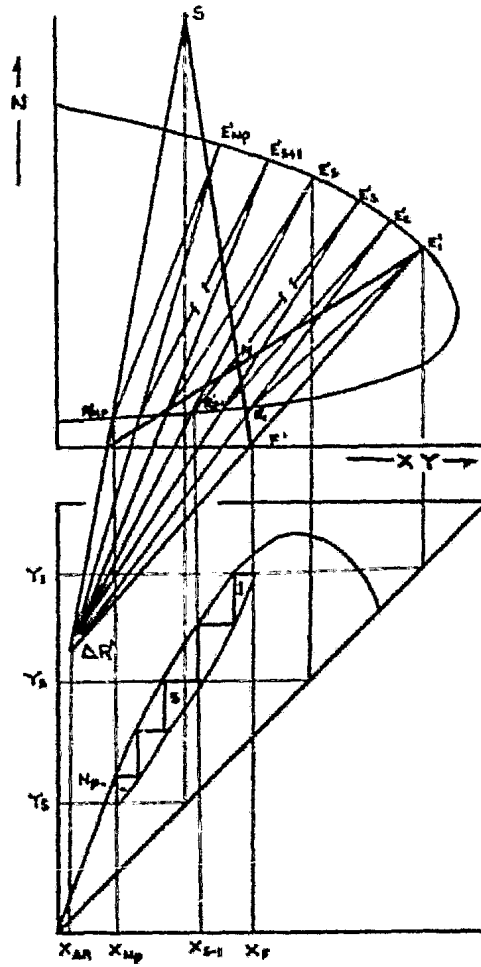


FIG. 2.18

La línea  $E'_1 R'_{NP}$  debe pasar por el punto  $M'$ , por lo tanto:

$$R'_{Np} - S'_F = F' - E'_1 = \Delta R' \text{ -----(2.78.b)}$$

Un balance de materia entre las etapas "S" y " $N_p$ " proporciona:

$$R'_{Np} - S'_F = R'_{S-1} - E'_S = \Delta R' \text{ -----(2.78.c)}$$

donde  $\Delta R'$  representa la diferencia de flujos, sobre una base libre de solvente, en la etapa  $N_p$ . Y esta diferencia permanece constante para cualquier punto entre dos etapas adyacentes. Cuando la línea  $E'_S R'_{S-1}$  se extiende, ésta debe pasar a través del punto  $\Delta R$  sobre la gráfica:

Un balance de materia para el componente "C" entre las etapas "S" y " $N_p$ " proporciona:

$$R'_{S-1} X_{S-1} - E'_S Y_S = \Delta R' X_{\Delta R} \text{ -----(2.78.d)}$$

y un balance para el componente "B" es:

$$R'_{S-1} N_{R,S-1} - E'_S N_{ES} = \Delta R' N_{\Delta R} \text{ -----(2.78.e)}$$

Eliminando  $\Delta R'$  entre las ecuaciones 2.78.c, 2.78.d y 2.78.e, se obtiene:

$$\frac{R'_{S-1}}{E'_S} = \frac{Y_S - X_{\Delta R}}{X_{S-1} - X_{\Delta R}} = \frac{N_{ES} - N_{\Delta R}}{N_{RS-1} - N_{\Delta R}} \text{ -----(2.78.f)}$$

La relación de flujos  $R'_{S-1}/E'_S$  se puede obtener, también, a partir de la relación de las longitudes de las líneas.  $E'_S \Delta R' / R'_{S-1} \Delta R'$  en la Fig. 2.18

Las coordenadas del punto diferencial  $\Delta R'$  están definidas por:

$$\Delta R' \left\{ \begin{array}{l} \Delta R = \frac{\text{diferencia de flujo del comp. "B" en la etapa } N_p, \text{ lo que sale-lo que entra}}{\text{flujo neto hacia afuera sobre una base libre de "B"}} \\ X \\ \Delta R = \frac{\text{diferencia de flujo del comp. "C" en la etapa } N_p, \text{ lo que sale-lo que entra}}{\text{flujo neto hacia afuera sobre una base libre de "B"}} \end{array} \right.$$

2.4.3.2. Líquidos insolubles.— Para este caso, la cantidad de solvente, "B", en el extracto y la cantidad del componente "A" en el refino permanecen constantes. Un balance total para el componente "C" es:

$$By'_S + Ax'_F = Ax'_{N_p} + By'_1$$

$$\frac{A}{B} = \frac{y'_1 - y'_S}{x'_F - x'_{N_p}} \text{-----} (2.79)$$

Esta es la ecuación de una línea recta, línea de operación, de pendiente igual a A/B, la cual pasa por los puntos  $(y'_1, x'_F)$ ,  $(y'_S, x'_{N_p})$ . Un balance entre las etapas 1 a la S es, similarmente:

$$\frac{A}{B} = \frac{y'_1 - y'_{S+1}}{x'_F - x'_S} \text{-----} (2.79.a)$$

2.4.4. EXTRACCION EN CONTRACORRIENTE CON REFLUJO.— Mientras que en la operación ordinaria a contracorriente la concentración más alta en el extracto es, en el mejor de los casos, aquella en equilibrio con la de la alimentación, el uso del reflujo por el lado de salida del extracto proporciona un producto aún más rico, como en el caso de la rectificación en una columna de destilación.

El principio sobre el que se basa el reflujo en la extracción es análogo al de la destilación, ésto es, que se pretende que la capa de extracto que sale de la última etapa alcance el estado de equilibrio con un refinado más rico (por ejemplo, el extracto con un contenido de solvente reducido). Está, sin embargo, sometido a algunas limitaciones que no se encuentran en destilación. El retorno de reflujo no debe conducir a un sistema completamente miscible, restringiéndose las proporciones del reflujo a las que dan un sistema cuya composición cae todavía en la región de dos fases. El reflujo debe tener una densidad distinta de la de la capa de extracto. Pero ni aún con el reflujo es posible que los productos, el extracto y el refinado, se compongan teórica y respectivamente de los dos componentes puros de la alimentación, a menos que el solvente extractor sea sólo parcialmente miscible con ambos productos. Por consiguiente, este tipo de extracción se utiliza más frecuentemente en sistemas de tres componentes con dos pares parcialmente miscibles, pudiéndose obtener los componentes de la alimentación "A" y "C" con una pureza del 100% .

El disponer de reflujo permite obtener grados de separación elevados, incluso con solventes poco selectivos se puede conseguir, con un solvente relativamente malo, empleando el reflujo, los mismos productos finales que con un solvente muy selectivo en un procedimiento sin reflujo.

El arreglo para este tipo de extracción se muestra en la Fig. 2.19. La alimentación se introduce en un lugar apropiado en la cascada a través de la cual el extracto y el refinado fluyen en contracorriente. La concentración del soluto "C" se incrementa

en la sección de enriquecimiento del extracto por contacto en contracorriente con un refinado rico en "C". Este refinado se obtiene al quitar el solvente del extracto  $E_1$  para producir la corriente

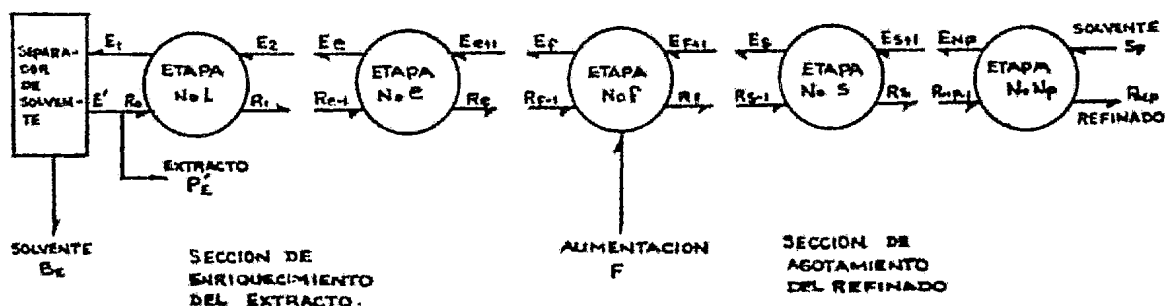


FIG. 2.19

te libre de solvente  $E'$  parte de la cual se retira como producto final,  $P'_E$ , y el resto se retorna como reflujo,  $R_0$ . La sección de agotamiento del refinado es idéntica a la extracción en contracorriente de la Fig. 2.17, donde "C" se extrae de la corriente de refinado por contacto con el solvente.

En nuestras consideraciones vamos a limitarnos al caso en que el solvente sea parcialmente miscible con ambos componentes de la alimentación, por ser éste el caso más frecuente en este tipo de extracción. Las ecuaciones se deducirán para usarse con un diagrama triangular, primero y después para usarse con el diagrama concentración-contenido en solvente.

DIAGRAMA TRIANGULAR. Sección de enriquecimiento: En esta sección los extractos  $E_1, E_2, \dots$ , se enriquecen en soluto por las corrientes  $R_0, R_1, \dots$

Un balance de materia alrededor del separador de solvente proporciona:

$$E_1 = B_E + E' = B_E + P'_E + R_0 \text{-----}(2.80)$$

y designando por Q a la suma:

$$Q = B_E + P'_E \text{-----}(2.80.a)$$

$$\text{resulta: } E_1 = Q + R_0 \text{-----}(2.80.b)$$

La ecuación 2.80.a indica que Q ha de estar dentro del segmento que une  $B_E$  con  $P'_E$  y la Ec. 2.80.b indica que  $E_1$  ha de estar dentro del segmento que une Q con  $R_0$ .

Un balance de materia aplicado en la sección de enriquecimiento proporciona:

$$E_{e+1} = B_E + P'_E + R_e = Q + R_e$$

$$Q = E_{e+1} - R_e \text{-----}(2.80.c)$$

Esta ecuación indica que los puntos representativos del extracto y del refinado en dos etapas contiguas estarán en una recta que pasa por Q. Por otra parte, el extracto y el refinado procedentes de la misma etapa, han de estar en los extremos de una recta de reparto. Fig. 2.20

Por lo que respecta al reflujo, se definen:



Reflujo interno =  $R_O/E_1$

Reflujo externo =  $R_O/P_{E'}$

para el reflujo interno se tiene:

$$\frac{R_O}{E_1} = \frac{\overline{E_1Q}}{\overline{R_OQ}} = \frac{y_1 - y_Q}{y_{P'E} - y_Q} \text{----- (2.80.d)}$$

Además:

$$\frac{B}{P'E} = \frac{\overline{P'E'Q}}{\overline{QB}} ; \overline{P'E'Q} + \overline{QB} = \overline{P'E'B}$$

combinando estas ecuaciones resulta para el reflujo externo:

$$\frac{R_O}{P'E} = \frac{\overline{E_1Q} \overline{P'E'B}}{\overline{P'E} \overline{E_1Q} \overline{QB}} = \frac{y_1 - y_Q}{x_{P'E} - y_1} \frac{x_{PE'}}{y_Q} \text{----- (2.80.e)}$$

Sección de agotamiento del refinado.— Las ecuaciones deducidas para la sección 2.4.3.1 aplican, con la consideración de que el punto diferencial para esta

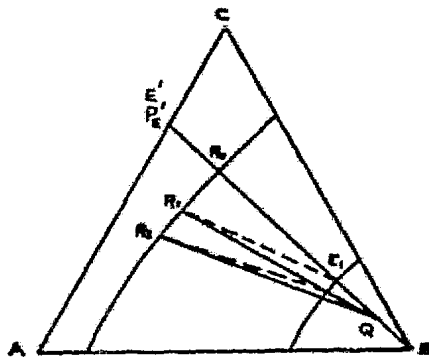


FIG. 2.20

sección se definirá como: .

$$S_F - R_{Np} = E_S - R_{S-1} = -\Delta R = W$$

$$E_S = W + R_{S-1} \text{ ----- (2.81)}$$

Esta ecuación indica que los puntos representativos del extracto y del refinado para dos etapas consecutivas en esta sección de la columna han de estar en la recta que pasa por el punto W.

Para esta sección el reflujo interno está dado por:

$$\frac{R_S}{E_{S+1}} = \frac{E_{S+1} W}{R_S W} = \frac{Y_{S+1} - Y_W}{x_S - y_w} \text{ ----- (2.81.a)}$$

La concentración ficticia del soluto en el punto W viene dada por una cantidad negativa que puede calcularse a partir de la Ec. 2.81 aplicada al componente "C".

Finalmente, los puntos W, F y Q han de estar sobre la misma recta como se demuestra a partir de un balance de materia en la etapa de alimentación:

$$F + R_{f-1} + E_{f+1} = E_f + R_f$$

$$(E_{f+1} - R_f) + F = E_f - R_{f-1}$$

$$W + F = Q \text{ ----- (2.82)}$$

DIAGRAMA N vs XY. Para las etapas en la sección de agotamiento del refinado se utilizan las ecuaciones 2.78.c a 2.78.f, por lo cual esta sección ya no se considerará.

Un balance para "A" + "C" en la sección de enriquecimiento alrededor del separador de solvente proporciona:

$$E'_1 = E' = P'_E + R'_O \quad \text{-----} \quad (2.83)$$

Si se define a  $\Delta E$  como el flujo neto hacia afuera en esta sección, entonces, para "A" + "C" se tiene:

$$\Delta E' = P'_E \quad \text{-----} \quad (2.83.a)$$

$$\text{para C: } X_{\Delta E} = X_{PE} \quad \text{-----} \quad (2.83.b)$$

$$\text{y para B: } B_E = \Delta E' N_{\Delta E} \quad \text{-----} \quad (2.83.c)$$

En la Fig. 2.21, la cual se ha trazado para un sistema con dos pares parcialmente miscibles, se muestra el punto  $\Delta E'$ . Un balance de materia para los componentes "A" y "C" en esta sección es:

$$E'_{e+1} = P'_E + R'_e = \Delta E' + R'_e$$

$$\Delta E' = E'_{e+1} - R'_e \quad \text{-----} \quad (2.84)$$

El balance para "C" es:

$$\Delta E' X_{\Delta E} = E'_{e+1} y_{E_{e+1}} - R'_e X_{Re} \quad \text{-----} \quad (2.84.a)$$

y el balance para "B":

$$\Delta E' N_{\Delta E} = E'_{e+1} N_{E_{e+1}} - R'_e N_{Re} \quad \text{-----} \quad (2.84.b)$$

Para cualquier etapa "e", las líneas trazadas a partir del punto  $\Delta E'$  cortarán las curvas de solubilidad, en la Fig. 2.21, en puntos que representan las condiciones del extracto y refinado entre dos etapas adyacentes. Por lo tanto, el punto  $\Delta E'$  es un punto diferencial para esta sección cuyas coordenadas significan:

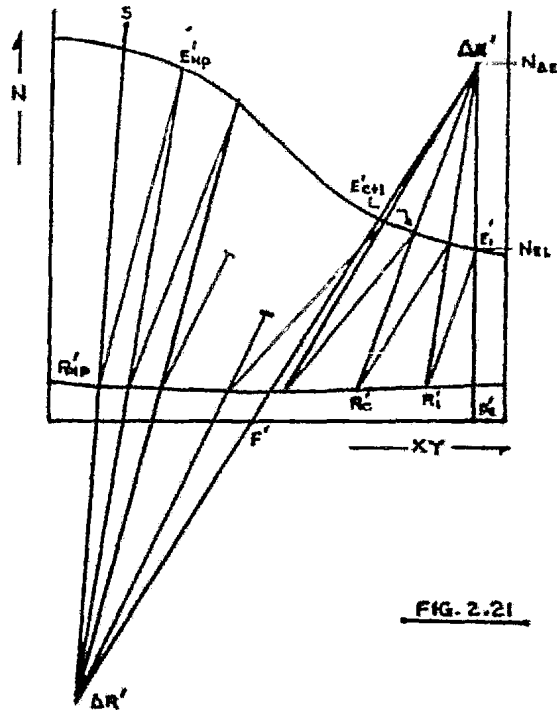


FIG. 2.21

$$\Delta E' \begin{cases} N_{\Delta E} = \frac{\text{diferencia de flujo del componente "B", sale - entra}}{\text{flujo neto hacia afuera de los componentes "A" + "C"}} = \frac{B}{A+C} \\ X_{\Delta E} = \frac{\text{diferencia de flujo del componente "C", sale - entra}}{\text{flujo neto hacia afuera de los componentes "A" + "C"}} = \frac{C}{A+C} \end{cases}$$

Resolviendo la Ec. 2.84 con las Ec. 2.84.a y 2.84.b, se obtiene la expresión para el reflujo interno en cualquier etapa.

$$\frac{R'_e}{E'_{e+1}} = \frac{N_{\Delta E} - N_{E_{e+1}}}{N_{\Delta E} - N_{R_e}} = \frac{X_{\Delta E} - y_{e+1}}{X_{\Delta E} - X_{R_e}} = \frac{\text{Línea } \Delta E' - E_{e+1}}{\text{Línea } \Delta E' - R_e} \quad \text{---(2.84.c)}$$

La relación de reflujo externo es:

$$\frac{R'_o}{P'_E} = \frac{R_o}{P_E} = \frac{N_{\Delta E} - N_{E1}}{N_{E1}} \quad \text{---(2.84.d)}$$

Esta última expresión se utiliza para localizar  $\Delta E$  a partir de una relación de reflujo dada.

Los balances de materia se pueden hacer, también, para los componentes "A" + "C":

$$F' + S' = P'_E + R'_{Np} \text{-----}(2.85)$$

Al combinar las ecuaciones 2.78.b, 2.83.a y 2.85, se obtiene:

$$F' = \Delta R' + \Delta E' \text{-----}(2.85.a)$$

donde normalmente,  $F=F'$ . Por lo tanto, el punto F se encuentra sobre la línea que une a los dos puntos diferenciales.

**2.4.5.CONTACTO CONTINUO.** En este caso, el cambio en concentración de cualquier líquido con respecto a la altura, conforme éste pasa a través del extractor, es de tipo diferencial. Por consiguiente, la altura de la torre se define en función del número de unidades de transferencia y no del número de etapas como se ha visto.

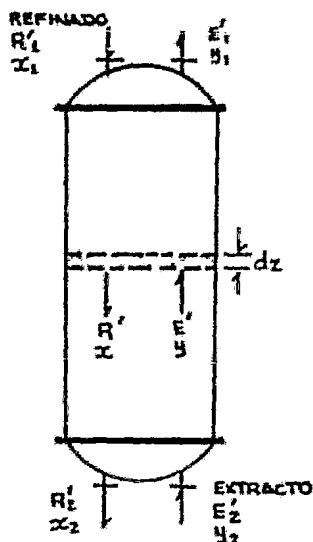


FIG. 2.22

En la Fig. 2.22,  $x$  e  $Y$  se refieren a la concentración de soluto expresada como fracción mol en el refinado y en el extracto, respectivamente, y el flujo de refinado  $R'$  y extracto  $E'$  se expresan como  $\text{Lmol/hr ft}^2$ . Excento en casos especiales, la transferencia de soluto resulta en cambios mutuos de solubilidad de los líquidos en contacto, de tal forma que todos los componentes del sistema se transfieren de una fase a la otra. Para nuestros propósitos se considera que sólo el soluto se transfiere entre fases. Por consiguiente, ésto limita el uso sólo para líquidos insolubles. En la práctica, sin embargo, las expresiones obtenidas se utilizan para cualquier caso.

Las ecuaciones deducidas anteriormente para absorción de gases se aplican a este caso. Así, para el refinado (el cual corresponde a la fase ligera en absorción de gases) se tiene:

$$Z = \frac{R'}{k_R a (1-x)_M} \int_{x_2}^{x_1} \frac{(1-x)_M dx}{(1-x)(x-x_1)} \text{-----(2.86)}$$

donde:  $x_i$  = concentración del soluto en la interfase.

$k_R$  = coeficiente de transferencia.

$(1-x)_M$  = media logarítmica de  $(1-x)$  y  $(1-x_i)$

El punto  $(x_i, y_i)$ , sobre la línea de equilibrio se obtiene al trazar una línea con pendiente igual a  $-k_R/k_E$  y que pasa a través del punto  $(x, y)$  sobre la línea de operación. Similarmente se tiene la expresión correspondiente para el extracto (el cual corresponde a la fase pesada en absorción).

$$z = \frac{E'}{K_E a (1-y)_M} \int_{y_2}^{y_1} \frac{(1-y)_M dy}{(1-y)(y_1-y)} \quad \text{----- (2.86.a)}$$

Debido a que se conoce muy poco acerca de los coeficientes de transferencia, las ecuaciones anteriores tienen poco uso. Por razones prácticas aunque no estrictamente aplicables, a menos que la pendiente de la línea de equilibrio sea constante, es conveniente utilizar el coeficiente total de transferencia de masa:

$$z = H_{tOR} N_{tOR} = H_{tOE} N_{tOE} \quad \text{----- (2.87)}$$

$$H_{tOR} = \frac{R'}{K_R a (1-x)_M} \quad \text{----- (2.87.a)}$$

$$H_{tOE} = \frac{E'}{K_E a (1-y)_M} \quad \text{----- (2.87.b)}$$

$$N_{tOR} = \int_{x_2}^{x_1} \frac{(1-x)_M dx}{(1-x)(x-x^*)} = \int_{x_2}^{x_1} \frac{dx}{x-x^*} + \frac{1}{2} \ln \frac{1-x_2}{1-x_1} \quad \text{(2.87.c)}$$

$$N_{tOE} = \int_{y_2}^{y_1} \frac{(1-y)_M dy}{(1-y)(y^*-y)} = \int_{y_2}^{y_1} \frac{dy}{y-y^*} + \frac{1}{2} \ln \frac{1-y_1}{1-y_2} \quad \text{(2.87.d)}$$

donde  $x^*$  es la concentración en equilibrio con  $y$  e  $y^*$  aquella en equilibrio con  $x$ .

La concentración en las ecuaciones 2.8.7.a a 2.8.7.d está expresadas en fracción mol. Si  $x$  e  $y$  se expresan en fracción peso, entonces las ecuaciones se transforman en:

$$N_{tOR} = \int_{x_2}^{x_1} \frac{dx}{x-x^*} + \frac{1}{2} \text{Ln} \frac{1-x_2}{1-x_1} + \frac{1}{2} \text{Ln} \frac{x_2(r-1)+1}{x_1(r-1)+1} \quad \text{----- (2.88)}$$

$$N_{tOE} = \int_{y_2}^{y_1} \frac{dy}{y^*-y} + \frac{1}{2} \text{Ln} \frac{1-y_1}{1-y_2} + \frac{1}{2} \text{Ln} \frac{y_1(r-1)+1}{y_2(r-1)+1} \quad \text{----- (2.88.a)}$$

donde  $r$  = la relación de pesos moleculares del solvente al soluto. Para cuando la concentración se expresa como relación peso se tiene:

$$N_{tOR} = \int_{x'_2}^{x'_1} \frac{dx'}{x'-x'^*} + \frac{1}{2} \text{Ln} \frac{1+rx'_2}{1+rx'_1} \quad \text{----- (2.89)}$$

$$N_{tOE} = \int_{y'_2}^{y'_1} \frac{dy'}{y'^*-y'} + \frac{1}{2} \text{Ln} \frac{1+ry'_1}{1+ry'_2} \quad \text{----- (2.89.a)}$$



TEMA 3.- METODOS DE SOLUCION ANALITICOS

3.1. Absorción de gases

3.1.1. Determinación del diámetro de la torre. La caída de presión de un gas a contracorriente con un líquido a través de una cama empacada está representada en la Fig. 3.1. Cuando el flujo de líquido es bajo, la sección transversal abierta, efectiva, del empaque es aproximadamente igual a la del empaque seco, y la caída de presión se debe, casi exclusivamente al flujo a través de una serie de aberturas al azar en el empaque. De tal forma que esta caída de presión es proporcional al cuadrado de la velocidad del gas, como se muestra en la figura 3.1 (región entre los puntos A y B).

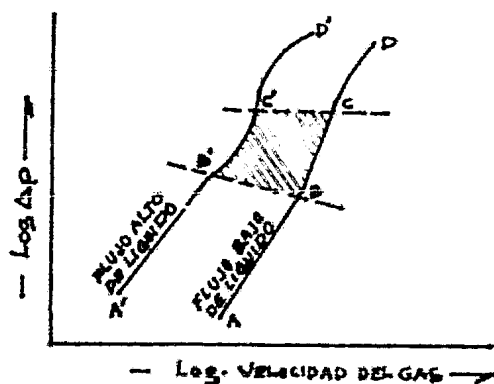


Fig. 3.1

En la región entre B y C, la retención de líquido se incrementa rápidamente conforme se incrementa la velocidad del gas, el área libre para el flujo de gas se hace más pequeña y la caída de presión se eleva rápidamente.

Conforme la velocidad del gas se incrementa hasta el punto C, con un flujo de líquido constante, pueden ocurrir cualquiera de los siguientes cambios:

(1) en la parte superior del empaque aparece una capa de líquido a través de la cual el gas burbujea, (2) el líquido llena la torre, comenzando desde el fondo o de cualquier sección intermedia, por ejemplo: soportes del empaque, de tal forma que la fase dispersa (gas) se transforma en fase continua (inversión) ó (3) aparición de espuma a través del empaque, al mismo tiempo que se incrementa el arrastre de líquido por el gas, entonces se dice que la torre se ha inundado y como consecuencia la caída de presión del gas se incrementa rápidamente. De esta manera, la inundación o inversión de fases normalmente representa la capacidad máxima para una columna empacada, por lo cual es deseable predecir su valor.

Una correlación general para determinar la velocidad de inundación en torres empacadas, fue propuesta por Sherwood et al. Esta correlación fue modificada más tarde por Lobo et al, basado en datos experimentales. Su correlación ha sido usada ampliamente y está representada por una curva con las siguientes coordenadas:

$$\text{Log} \left[ G^2 a \mu_L^{0.2} / g_c \xi^3 \rho_f \rho_L \right] \text{ vs } \text{Log} (L/G) (\rho_f / \rho_L)^{0.5}$$

Para poder obtener G se requiere utilizar una solución del tipo Prueba y error, debido a que en ambas coordenadas aparece el término G.

Trabajos posteriores con aire y líquidos diferentes al agua hicieron posible la modificación de la correlación de Sherwood primero por Leva y después por Eckert. La modificación hecha por Eckert se muestra en la Fig. 3.2. El grupo en la ordenada incluye  $\Psi$ , la relación de la densidad del agua a la densidad del líquido, además de que la relación  $a/\xi^3$ , que es característica

para un tipo de empaque, ha sido reemplazada por  $F_p$ , el factor de empaque.

La operación de las torres empacadas no es práctica por encima del punto de inundación, de tal forma que por seguridad estas se diseñan utilizando velocidades del gas de un 50 a un 75% de la velocidad de inundación para el gasto esperado de líquido. Este diseño asegurará normalmente una operación estable por abajo del punto de inundación y proporcionará un humedecimiento en toda la superficie del empaque.

En seguida se presenta una correlación, (4) la cual permite el cálculo directo de la velocidad de inundación o el diámetro de la columna. Esta ecuación se obtuvo a partir del método de mínimos cuadrados utilizando 30 puntos de la curva original de Lobo et al. Uti

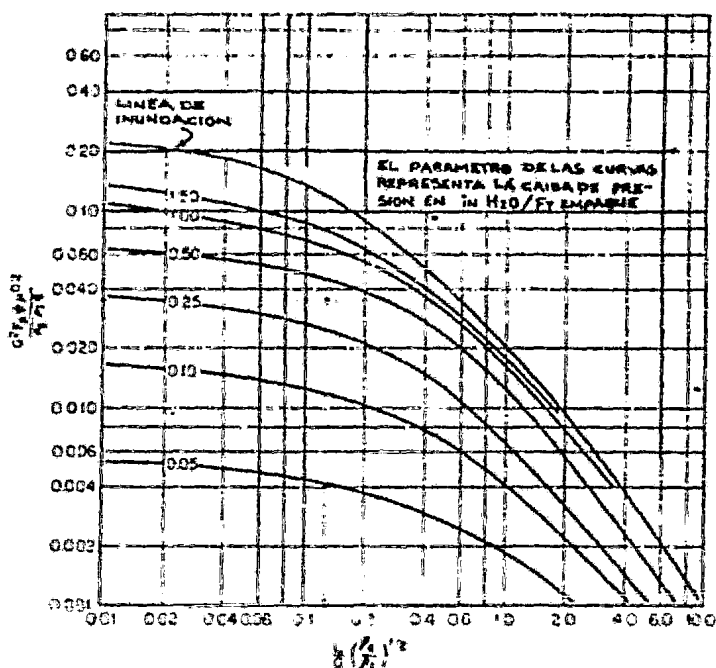


FIG. 3.2

lizando un agrupamiento de variables similar a la curva original, la ecuación resultante es:

$$\begin{aligned} & \ln \left[ (L/\rho_L)^2 (a \mu_L^{0.2} / g_c \xi^3) \right] + 0.105186 \left[ \ln (L/G) \right]^2 + \\ & \left[ \ln (L/G) \right] \left[ 0.105186 \ln (\rho_g/\rho_L) - 0.9773 \right] + \\ & 0.0263 \left[ \ln (\rho_g/\rho_L) \right]^2 - 0.46865 \ln (\rho_g/\rho_L) + 3.96274 = 0 \quad (3.1) \end{aligned}$$

Esta ecuación se ajusta a los valores observados en la curva original para el rango de  $(L/G) (\rho_g/\rho_L)^{0.5}$  entre 0.02 a 7.0.

Si se divide la ecuación 3.1 entre 0.105186 y se reorganiza, se obtiene una ecuación simplificada de la forma:

$$X^2 + AX + B = 0 \quad (3.2)$$

donde:

$$X = \ln (L/G) \quad (3.2.a)$$

$$A = \ln (\rho_g/\rho_L) - 9.291 \quad (3.2.b)$$

$$\begin{aligned} B = & 0.25 \left[ \ln (\rho_g/\rho_L) \right]^2 - 4.6456 \ln (\rho_g/\rho_L) \\ & + 9.507 \ln \left[ (L/\rho_L)^2 (a \mu_L^{0.2} / g_c \xi^3) \right] + 37.6736 \quad (3.2.c) \end{aligned}$$

La Ec. 3.2 es una ecuación cuadrática, cuyas raíces están dadas por:

$$x = \left[ -A \pm (A^2 - 4B)^{0.5} \right] / 2.0 \quad (3.3)$$

La velocidad de inundación se determina a partir de la Ec. 3.2.a utilizando una raíz estimada por medio de la Ec. 3.3 de tal forma que:

$$G = L e^{-x} \quad (3.4)$$

El diámetro de la columna se determina a partir de la masa velocidad del gas (50% del valor en el punto de inundación).

$$\begin{aligned} (D')^2 / 4 &= W_g / 0.5 G \\ D &= 1.596 (W_g / G)^{0.5} \quad (3.5) \end{aligned}$$

La Ec. 3.2 se puede resolver utilizando la Fig. 3.3, en la cual se dan dos ordenadas. La ordenada L/G se utiliza para encontrar el valor de la velocidad de inundación y la ordenada  $D'(L/W_g)^{0.5}$  para estimar el diámetro de la torre para un flujo igual al 50% del valor de inundación.

3.1.2. CAIDA DE PRESION. Para flujo de gas a través del empaque seco la caída de presión se puede calcular a partir de una forma particular de la ecuación para un orificio;

$$\Delta P = C_1 \rho_g v^2 \quad (3.6)$$

donde  $C_1$  es una constante para un empaque dado, sus valores están dados en la Tabla 3.1. La ecuación anterior nos da un valor mínimo para la caída de presión. Cuando el empaque se humedece, la caída de presión se incrementa. Leva (5) desarrolló una correlación aproximada ajustando el coeficiente de la Ec. 3.6 para tomar en

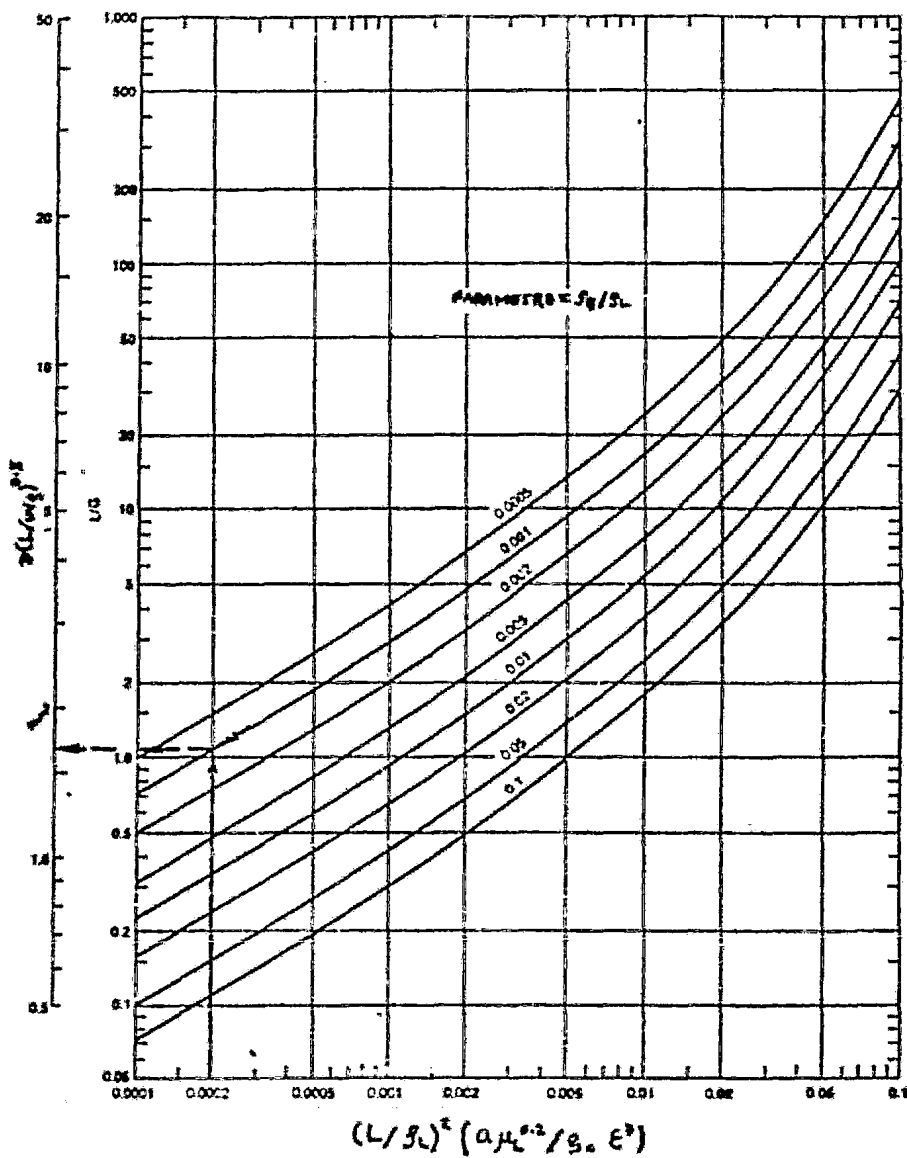


FIG. 3.3

cuenta el hecho de humedecer el empaque.

$$\Delta P = C_2 10^{C_3 U} \rho_g U^2 \text{ ----- (3.7)}$$

Las constantes  $C_2$  y  $C_3$  se dan en la Tabla 3.2

TABLA 3.1

EMPAQUE	MATERIAL	TAMAÑO, in	ESPESOR, in	$C_1$
ANILLOS RASCHIG	CERAMICA	1	1/8	0.53
		1 1/2	3/16	0.32
		2	1/4	0.25
ANILLOS RASCHIG	METAL	1	1/16	0.54
		1 1/2	1/16	0.32
		2	1/16	0.25
SILLETAS INTALOX	CERAMICA	1	----	0.43
		1 1/2	----	0.18
		2	----	0.14
		3	----	0.073
ANILLOS PALL	METAL	1	1/16	0.18
		1 1/2	1/16	0.11

TABLA 3.2

TIPO DE EMPAQUE	TAMAÑO in	ESPESOR in	C <sub>2</sub>	C <sub>3</sub>	RANGO DE L LB/HR Ft <sup>2</sup>
ANILLOS RASCHIG	1/2	3/32	3.5	0.0577	300-8600
	3/4	3/32	0.82	0.0361	1800-10800
	1	1/8	0.8	0.0348	360-27000
	1 1/2	1/4	0.3	0.032	720-18000
	2	1/4	0.28	0.0236	720-21600
SILLETAS BERL	1/2	---	1.5	0.0272	300-14100
	3/4	---	0.6	0.0236	360-14400
	1	---	0.4	0.0236	720-28800
	1 1/2	---	0.2	0.0181	720-21600
SILLETAS INTALOX	1	---	0.31	0.0222	2520-14400
	1 1/2	---	0.14	0.0181	2520-14400

3.1.3. Determinación de la altura de la unidad de transferencia. La relación entre los coeficientes individuales y globales para la transferencia de masa está dada por:

$$\frac{1}{K_y} = \frac{1}{k_y} + \frac{m}{k_x} \text{-----} (3.8)$$

debido a que es difícil determinar el área interfacial para transferencia de masa, los coeficientes de transferencia se especifican por unidad de volumen del equipo, en lugar de por unidad de área interfacial. Estos coeficientes volumétricos se designan



como  $K_y a$ ,  $k_x a$ , etc., donde "a" es el área interfacial por unidad de volumen del equipo. Utilizando los coeficientes volumétricos, la Ec. 3.8 se transforma en:

$$\frac{1}{K_y a} = \frac{1}{k_y a} + \frac{m}{k_x a}$$

Esta última puede escribirse como:

$$\frac{G_M}{K_y a S (1-y) ml} = \frac{G_M}{k_y a S (1-y) ml} + \frac{m G_M}{L_M} * \frac{L_M (1-x) ml}{(1-x) ml} * \frac{1}{(1-y) ml} * \frac{1}{k_x a S} \quad (3.8.a)$$

Cada uno de los términos de esta ecuación se definieron en el Cap. 2 como la altura de una unidad de transferencia ( $H_{og}$ ,  $H_g$  ó  $H_L$ ). Así que la Ec. 3.8.a se transforma en:

$$H_{og} = H_g + \frac{m G_M}{L_M} H_L \quad (3.8.b)$$

La relación  $(1-x)ml/(1-y)ml$  en el término a la derecha de la Ec. 3.8.a se aproxima a la unidad. La Ec. 3.8.b relaciona  $H_{og}$  con  $mG_M/L_M$  como una línea recta con pendiente igual a  $H_L$  e intercepción al origen en  $H_g$ . Entonces, si  $H_{og}$  estuviere expresada como una función de  $mG_M/L_M$ , esta ecuación podría utilizarse para determinar  $H_g$  y  $H_L$ : las magnitudes relativas de las resistencias encontradas en el proceso de transferencia. Desafortunadamente, éste no es tan sencillo, puesto que no se encuentra generalmente un valor constante de  $m$ , fuera de la gama de soluciones diluidas. La pendiente de la curva de equilibrio para casi todos los sistemas no es constante.

A continuación se presentan algunas de las correlaciones más importantes para estimar la altura de la unidad de transferencia:

FASE LIQUIDA ( $H_L$ ). Basado en un estudio para la desorción de oxígeno, hidrógeno y dióxido de carbono del agua, SHERWOOD & HOLLOWAY (6) encontraron que el coeficiente para la fase líquida era una función del flujo de líquido e independiente del flujo de gas hasta el punto de carga. Los resultados experimentales están representados por la ecuación:

$$\frac{k_L a}{D_L} = \alpha \left( \frac{L}{\mu'_L} \right)^{1-n} \left( \frac{\mu'_L}{\rho_L D_L} \right)^{0.5}$$

$$H_L = \frac{1}{\alpha} \left( \frac{L}{\mu'_L} \right)^n \left( \frac{\mu'_L}{\rho_L D_L} \right)^{0.5} \quad (3.9)$$

donde:  $H_L$  = altura de la unidad de transferencia en la fase pesada

$$H_L = \frac{L}{K_L a J_L} \quad (3.9.a)$$

$\alpha, n$  = constantes (ver Tabla 3.3)

CORNELL ET AL (7) presentan la siguiente correlación:

$$H_L = \Phi c \left( \frac{\mu'_L}{\rho_L D_L} \right)^{0.5} \left( \frac{Z}{10} \right)^{0.15} \quad (3.10)$$

TABLA 3.3

	TAMAÑO in	$\alpha$	n
ANILLOS RASCHIG	0.5	280	0.35
	1.0	100	0.22
	1.5	90	0.22
	2.0	80	0.22
SILLETAS BERL	0.5	150	0.28
	1.0	170	0.28
	1.5	160	0.28

donde:  $\Phi$  = parámetro de correlación para un empaque dado, ver Fig. 3.4, 3.5 y 3.6.

$C_p$  = factor de corrección para flujos de gas altos, ver fig. 3.7.

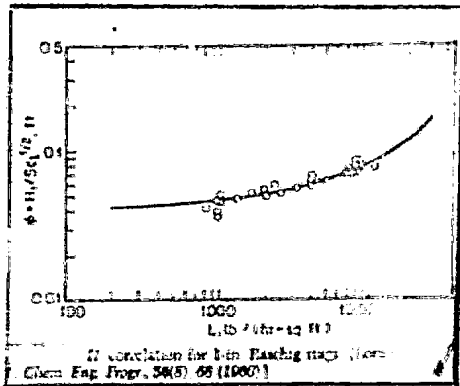


FIG. 3.4

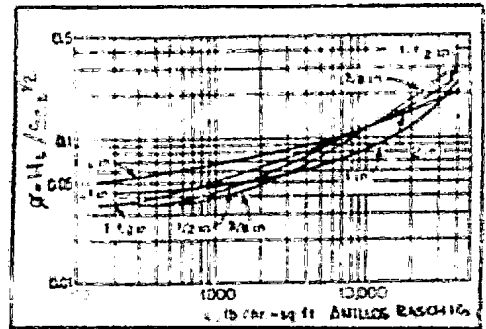


FIG. 3.5

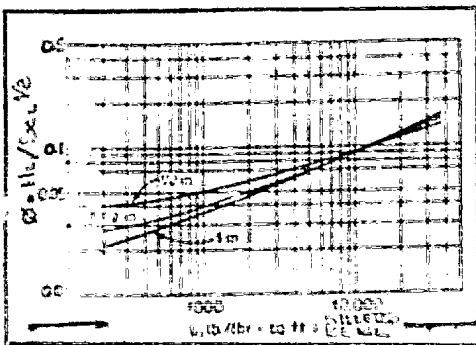


FIG. 3.6

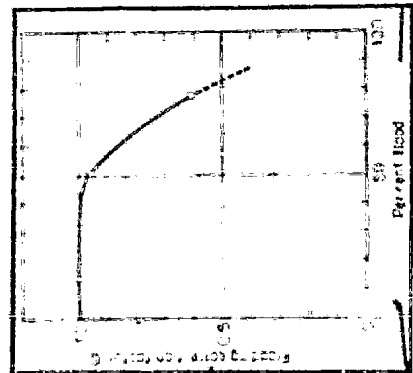


FIG. 3.7

SHULMAN ET AL. (8) presentan una correlación en la cual separan los efectos de las variables de diseño sobre  $k_L$  y "a". La correlación es:

$$\frac{k_L d_S}{D_L} = 25.1 \left( \frac{d_S L}{\mu'_L} \right)^{0.45} \left( \frac{\mu'_L}{\rho_L D_L} \right)^{0.5} \quad \text{----- (3.11)}$$

donde:  $d_S$  = diámetro de una esfera, la cual tiene un área igual al de una unidad de empaque.

FASE GASEOSA ( $H_G$ ). La generalización de datos para transferencia de masa en la fase ligera ha sido más difícil. Se han realizado una serie de investigaciones referentes a los siguientes casos: (1) vaporización de un líquido puro en una corriente gaseosa (2) la absorción de un gas (solute) en un líquido en el cual es altamente soluble (3) absorción de un gas (solute) en un líquido en donde la presión parcial en equilibrio es cero, debido a una reacción química irreversible.

En los casos (1) y (2) el efecto del calor de vaporización o el calor de solución se reflejan en: A) Cambios en temperatura que provocan una variación de las constantes de equilibrio y B) Cambios en la tensión superficial que pueden producir un rompimiento del "film" y en un cambio en el área de transferencia. En el caso (3), la situación se complica debido a que la velocidad de reacción o de difusión del solvente puede ser la velocidad controlante, con lo cual una porción de la resistencia a la transferencia de masa se encuentra en la fase líquida.

FELLINGER (9) proporciona extensos datos para el sistema agua-amoniaco, habiendo sido utilizados para dar una correlación útil de  $H_G$ .

A partir de estos datos para el sistema agua-amoniaco, se ha sugerido una ecuación empírica:

$$k_{Ga} = b (G)^p (L)^r \text{ ----- (3.12)}$$

en donde  $b$ ,  $p$  y  $r$  son constantes que dependen de los gastos específicos, del flujo y de la geometría del empaque utilizado en la operación. La Tabla 3.4 muestra los valores de las constantes en la ecuación.

TABLA 3.4

EMPAQUE	b	p	r
Anillos Raschig			
1/2"	0.0065	0.90	0.39
1"	0.036	0.77	0.20
1 1/2"	0.0142	0.72	0.38
2"	0.048	0.88	0.09
Sillets Berl			
1"	0.0085	0.75	0.4

Si se considera que cualquier otro sistema gas líquido, se comporta de manera similar al sistema amoniaco-agua, entonces, dicho sistema estará también representado por la ecuación 3.12, por lo que:

Para el sistema amoniaco-agua:

$$(k_G a)_{\text{NH}_3} = \left[ \text{CONSTANTE } (N_{\text{Re}})^Z (N_{\text{Sch}})^Y \right]_{\text{NH}_3}$$

y para cualquier sistema:

$$k_G a = \text{CONSTANTE } (N_{\text{Re}})^Z (N_{\text{Sch}})^Y$$

Si las condiciones de operación para el sistema no especificado son similares con respecto a  $N_{\text{Re}}$  y a la geometría de la torre, entonces las constantes en las ecuaciones anteriores son las mismas para ambos sistemas, así que, dividiendo la segunda ecuación entre la primera:

$$\frac{k_G a}{(k_G a)_{\text{NH}_3}} = \left[ \frac{N_{\text{Sch}}}{(N_{\text{Sch}})_{\text{NH}_3}} \right]^Y \quad \text{-----} \quad (3.13)$$

para el exponente Y se sugiere un valor de -2/3

SHERWOOD & HOLLOWAY (10) correlacionan la transferencia en la fase gaseosa en columnas irrigadas por medio de:

$$H_g = \frac{1.01 G^{0.31}}{L^{0.33}} \quad \text{-----} \quad (3.14)$$

Esta ecuación es menos aproximada, sobre todo, no se ajusta a los datos para el sistema amoníaco-agua de FELLINGER.

CORNELL ET AL (11) presentan una correlación basada en datos publicados para la transferencia en la fase gaseosa:  
para anillos Raschig:

$$H_g = \frac{(S_{\text{Sch}})^{0.6} \Psi}{(G_1 G_2 G_3)^{0.6}} \left( \frac{d}{12} \right)^{1.34} \left( \frac{Z}{10} \right)^{1/3} \quad \text{-----} \quad (3.15)$$

para Sillelas Berl:

$$H_g = \frac{(S_{cg})^{0.5} \Psi}{(L f_1 f_2 f_3)^{0.5}} \left(\frac{d}{12}\right)^{1.11} \left(\frac{Z}{10}\right)^{1/3} \text{----- (3.15.a)}$$

donde:  $\Psi$  = parámetro para un empaque determinado (ver Fig. 3.8 y 3.9).

$S_{cg}$  = número de SCHMIDT para el gas =  $\mu'_G / \rho_g D_G$

$$f_1 = (\mu'_L / 2.42)^{0.16}$$

$$f_2 = (62.4 / \rho_L)^{1.25}$$

$$f_3 = (72.8 / \sigma)^{0.8}$$

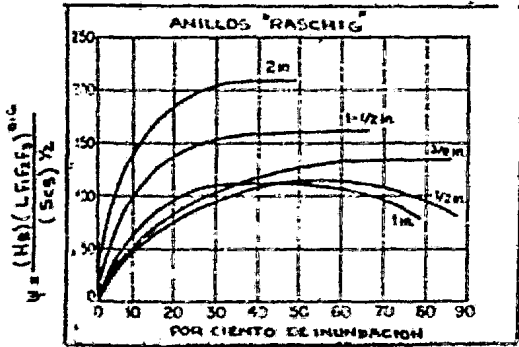


FIG. 3-8

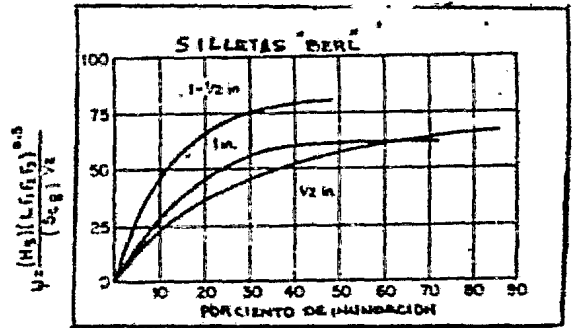


FIG. 3-9

GAMSON, THODOS and HOUGEN (12) obtuvieron la siguiente correlación para columnas empacadas con esferas y sillelas

$$J_D = \frac{k_G P_{gf} M}{G} \left(\frac{\mu'_G}{\rho_g D_G}\right)^{2/3} = 0.99 \left(\frac{dsG}{\mu'_G}\right)^{-0.41} \text{----- (3.16)}$$

para  $N_{Re} > 350$ .

TAECKER & HOUGEN (13), encontraron que para  $70 < (N_{Re} = G\sqrt{A_P}/\mu'_G) <$   
3000 y para silletas Berl:

$$J_D = 0.855 \left( \frac{G\sqrt{A_P}}{\mu'_G} \right)^{-0.34} = \frac{k_G P_{gf} M_m}{G} \left( \frac{\mu'_G}{\rho_g \mathcal{D}_G} \right)^{2/3} \quad (3.17)$$

y para anillos Raschig:

$$J_D = 1.070 \left( \frac{G\sqrt{A_P}}{\mu'_G} \right)^{-0.41} = \frac{k_G P_{gf} M_m}{G} \left( \frac{\mu'_G}{\rho_g \mathcal{D}_G} \right)^{2/3} \quad (3.18)$$

SHULMAN & MARGOLIS (14) propusieron una ecuación basada en el factor J utilizando datos obtenidos del sistema naftaleno-aire:

$$J_D = \frac{k_G P_{EM}}{G'} \left( \frac{\mu'_G}{\rho_g \mathcal{D}_G} \right)^{2/3} = 1.195 \left[ \frac{ds_G}{\mu'_G (1 - \epsilon_o)} \right]^{-0.36} \quad (3.19)$$

$$\epsilon_o = \epsilon - \beta_t \quad (3.19.a)$$

ONDA, TAKEUCHI & OKUMOTO (15) correlacionaron datos disponibles para absorción en la siguiente ecuación:

$$\frac{k_G R T}{a_t \mathcal{D}_G} = C_1 \left( \frac{G}{a_t \mu'_G} \right)^{0.7} \left( \frac{\mu'_G}{\rho_g \mathcal{D}_G} \right)^{1/3} (a_t ds)^{-2.0} \quad (3.20)$$

donde la constante  $C_1$  es 5.23 para anillos y silletas mayores de 1/2". Para empaques más pequeños  $C_1 = 2.0$ . El área se refiere al área externa total del empaque y  $R = 0.7302 \text{ MM Ft}^3/\text{lb mol}^\circ\text{R}$

### 3.1.4. Determinación del número de unidades de transferencia.

#### 3.1.4.1. Operación en equipo de contacto continuo.

En el capítulo anterior se definió el número de unidades de transferencia como:



$$\int_{y_1}^{y_2} \frac{(1-y)_{ml} dy}{(1-y)(y-y_1)} \quad \delta \quad \int_{y_1}^{y_2} \frac{(1-y)_{ml} dy}{(1-y)(y-y^*)} \quad \text{para la fase ligera}$$

$$\int_{x_1}^{x_2} \frac{(1-x)_{ml} dx}{(1-x)(x_1-x)} \quad \delta \quad \int_{x_1}^{x_2} \frac{(1-x)_{ml} dx}{(1-x)(x^*-x)} \quad \text{para la fase pesada}$$

Si se considera que la media logarítmica del componente estacionario es aproximadamente igual a la media aritmética, entonces:

$$\int_{y_1}^{y_2} \frac{(1-y)_{ml} dy}{(1-y)(y-y^*)} = \frac{1}{2} \ln \frac{1-y_2}{1-y_1} + \int_{y_1}^{y_2} \frac{dy}{(y-y^*)} \quad \text{----- (3.21)}$$

La integral en el término de la derecha puede ser calculada mediante alguna técnica gráfica, la cual se estudiará en el siguiente capítulo.

El caso más simple ocurre cuando las líneas de operación y equilibrio son rectas. Bajo estas condiciones el primer término de la Ec. 3.21 es despreciable y puede ser eliminado.

$$N_{og} = \int_{y_1}^{y_2} \frac{dy}{y-y^*} \quad \text{----- (3.21.a)}$$

si la curva de equilibrio, en términos de fracción mol, es lineal en el intervalo de  $x_1$  a  $x_2$ , entonces:

$$y^* = mx + r \text{ ----- (3.21.b.)}$$

si se considera que la solución está diluida, entonces la línea de operación es recta también:

$$y = \frac{L_M}{G_M} (x - x_2) + y_2 \text{ ----- (3.21.c)}$$

de tal forma que el gradiente,  $y - y^*$ , varía en forma lineal con respecto a  $x$ .

$$y - y^* = qx + s \text{ ----- (3.21.d)}$$

donde  $q$ ,  $r$  y  $s$  son constantes. Derivando la Ec. 3.21.c. y sustituyendo, junto con la Ec. 3.21.d, en la Ec. 3.21.a se obtiene:

$$\text{Nog} = \frac{L_M}{G_M} \int_{x_2}^{x_1} \frac{dx}{qx+s} = \frac{L_M}{G_M q} \ln \left[ \frac{(y-y^*)_1}{(y-y^*)_2} \right] = \frac{Y_1 - Y_2}{\frac{\ln \left[ \frac{(y-y^*)_1}{(y-y^*)_2} \right]}{(y-y^*)_1 - (y-y^*)_2}}$$

$$\text{Nog} = \frac{Y_1 - Y_2}{(y-y^*)_M} \text{ ----- (3.21.e)}$$

donde  $(y-y^*)_M$  es la media logarítmica de la diferencia de concentraciones en los extremos de la torre.

Si la ley de Henry aplica ( $r=0$ ), por eliminación de  $x$  entre las Ec. 3.21.b y 3.21.c y por sustitución de  $y^*$  en la Ec., -- 3.21.a se obtiene:

$$N_{OG} = \frac{\ln \left[ \frac{Y_1 - mc_2}{Y_2 - mc_2} \left(1 - \frac{1}{A}\right) + \frac{1}{A} \right]}{\left(1 - \frac{1}{A}\right)} \quad \text{----- (3.22)}$$

donde  $A = L_M/m G_M$ . La Ec. 3.22 incluye sólo la evaluación del término integral de la Ec. 3.21 y no incluye la corrección del primer término. Esta ecuación proporciona un resultado aproximado aún cuando se trate de soluciones concentradas o existan efectos debidos al calor de absorción. La Fig. 3.10 es la solución gráfica de la Ec. 3.22, en donde  $N_{tOG}$  se lee directamente como una función de la relación de concentraciones.

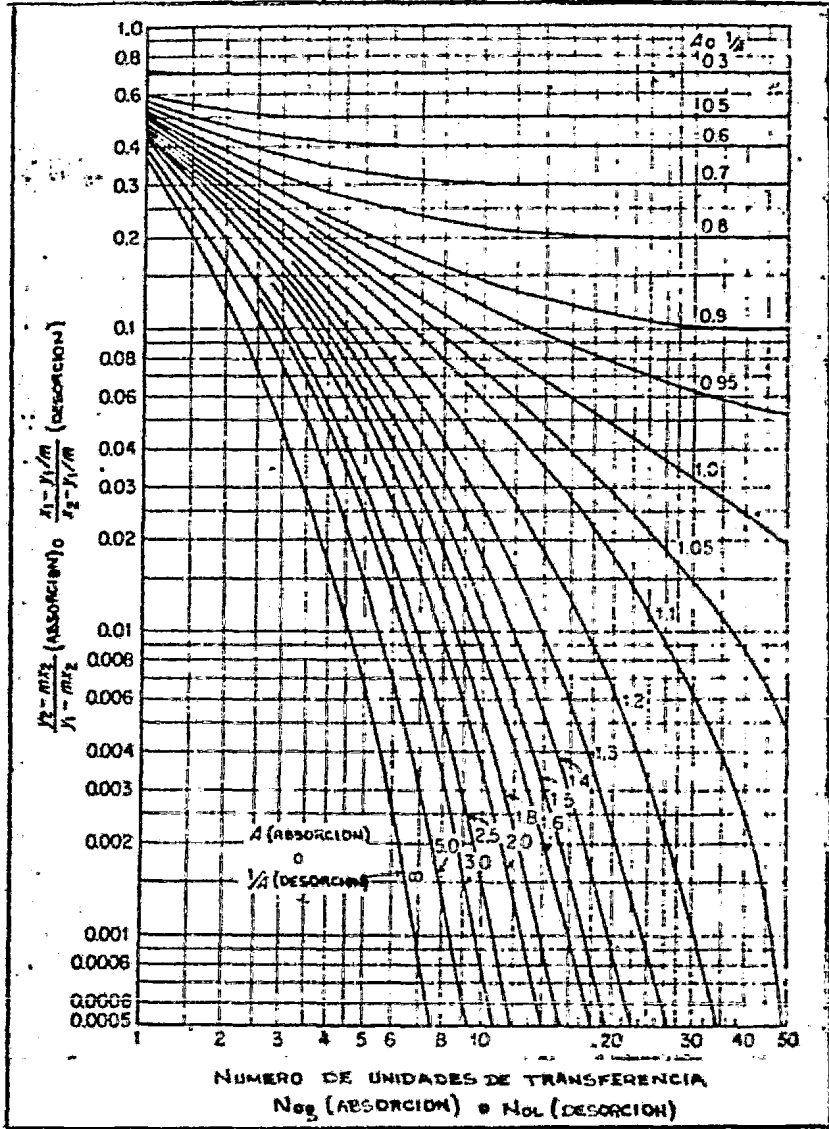


FIG 5.10

COLBURN (16) demostró que para cuando la línea de equilibrio es recta en el origen y ligeramente curva en su parte superior, el valor para el número de unidades de transferencia está dado por:

$$\begin{aligned}
 N_{og} &= \int_{y_1}^{y_2} \frac{dy}{y-y^*} \\
 &= \frac{1}{1 - \left(\frac{1}{A}\right)_2} \operatorname{Ln} \left[ \frac{\left[1 - \left(\frac{1}{A}\right)_2\right]^2}{1 - (y^*_1/y_1)} \frac{y_1 - y^*_2}{y_2 - y^*_2} + \left(\frac{1}{A}\right)_2 \right] \quad \text{----- (3.23)}
 \end{aligned}$$

En el caso especial (17) donde no existe presión de vapor del soluto sobre la solución, entonces  $y_1$  es igual a cero y la integral de la Ec. 2.9.a se evalúa exactamente y es igual a :

$$\int_{y_1}^{y_2} \frac{dy}{(1-y) \operatorname{Ln} (1-y)} = \operatorname{Ln} \left[ \frac{\operatorname{Ln} (1-y_2)}{\operatorname{Ln} (1-y_1)} \right] \quad \text{----- (3.24)}$$

3.1.4.2 OPERACION EN MULTIPLE-ETAPA A CONTRACORRIENTE. Las torres de platos ponen en contacto el gas y el líquido formando cascadas en múltiple-etapa a contracorriente. En cada uno de los platos las fases se ponen en íntimo contacto y posteriormente son separadas de tal manera que cada plato constituye una etapa. Una etapa ideal está definida como aquella en donde la composición promedio del gas que la abandona está en equilibrio con la composición promedio del líquido que sale de ella. El número de platos ideales necesarios para conseguir una separación dada se determina generalmente en forma gráfica.

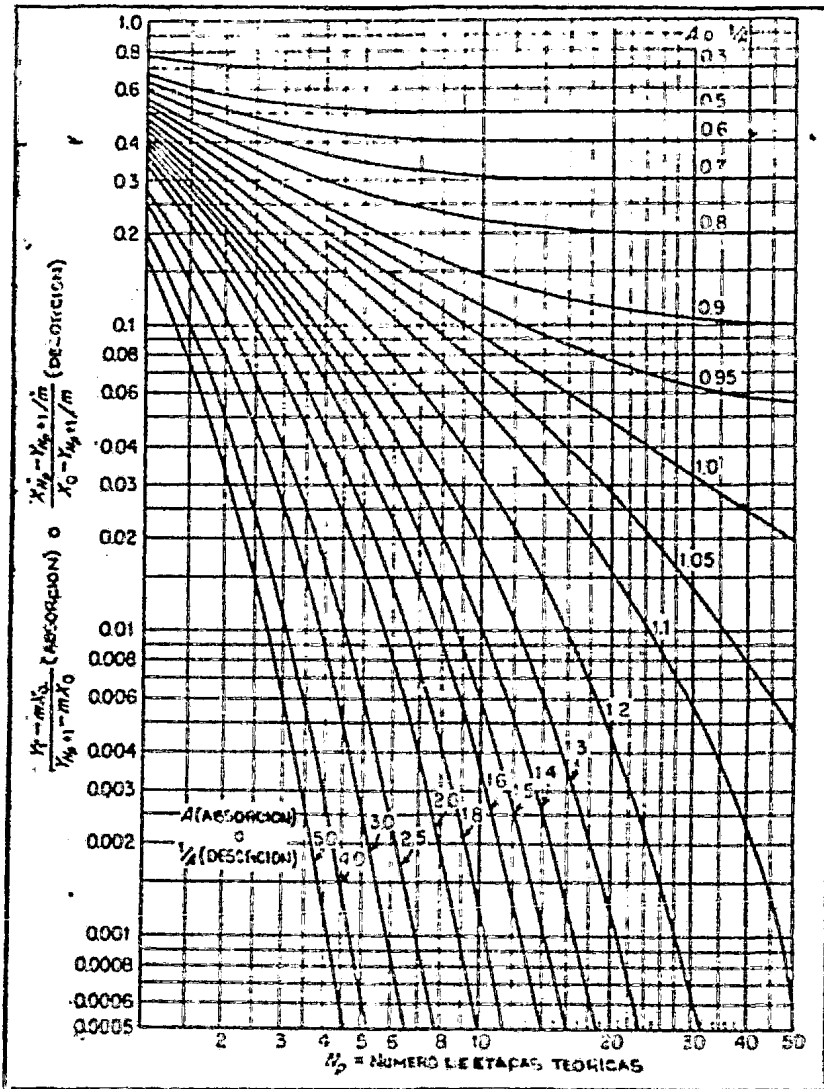


FIG. 3.11

Mezclas gaseosas diluidas. Cuando las líneas de operación y equilibrio pueden ser consideradas rectas, el número de platos ideales se determina sin recurrir a métodos gráficos. Este será el caso para mezclas gaseosas o líquidas diluidas (generalmente la Ley de Henry aplica). Si la cantidad de gas absorbido es pequeña, el flujo total de líquido que entra y sale del equipo permanecerá casi constante y por consiguiente, el flujo de gas permanecerá, también, prácticamente constante. Para tales casos, se utiliza la Ec. de Kremser o la Fig. 3.11 para estimar el número de etapas teóricas.

$$\frac{y_{Np+1} - y_1}{y_{Np+1} - mx_0} = \frac{A^{Np+1} - A}{A^{Np+1} - 1}$$

$$N_p = \frac{\log \left[ \frac{y_{Np+1} - mx_0}{y_1 - mx_0} \left( 1 - \frac{1}{A} \right) + \frac{1}{A} \right]}{\log A} \quad (3.25)$$

Pequeñas variaciones de A de un extremo a otro de la torre, debido al cambio de  $L_M/G_M$  como resultado de la absorción o desorción o al cambio de la solubilidad del gas con la concentración o con la temperatura se toman en cuenta utilizando el promedio geométrico de los valores de A en el domo y en el fondo de la torre. (18)

El cálculo del número de platos teóricos en un absorbedor o desorbedor por medio del método gráfico convencional resulta tedioso si el número de platos requeridos es grande. Esto ocurre cuando la línea de equilibrio está demasiado cerca a la línea de operación o paralela a ella. También el trazado de las etapas en

los extremos resulta inexacto. El siguiente método algebraico trata de evitar estos inconvenientes. (13)

Un balance de material alrededor del área punteada en la Fig. 3.12 proporciona:

$$L_{Mn}x_n + G_{Mb}y_b = L_{Mb}x_b + G_{Mn-1}y_{n-1} \quad (3.26)$$

Si se considera un flujo molar constante a través del equipo.

$$y_{n-1} = \frac{L_M}{G_M} x_n + y_b - \frac{L_M}{G_M} x_b \quad (3.26.a)$$

y si además se considera una relación de equilibrio lineal:

$$y_n = mx_n + B \quad (3.26.b)$$

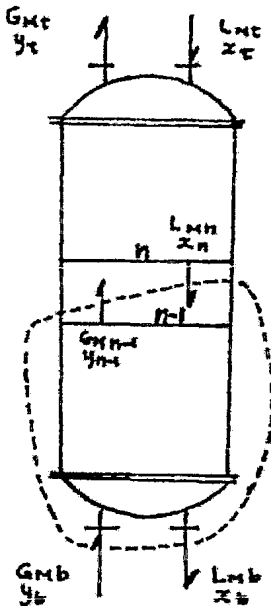


FIG. 3.12

Eliminando  $x_n$  de las Ec. 3.26.a y

3.26.b :

$$A y_n - y_{n-1} = AB - y_b + \left( \frac{L_M}{G_M} \right) x_b \quad (3.26.c)$$

donde:

$$A = (L_M/G_M m)$$

La Ec. 3.26.c es una ecuación diferencial cuya solución es (20) :

$$y_n = \frac{C}{A^n} + \frac{A(B+mx_b) - y_b}{A - 1} \quad (3.26.d)$$

donde C es una constante que se determina a partir de las condiciones en la frontera. Cuando  $n=0$ ,  $y_n = y_b$ . La constante se evalúa y después de hacer simplificaciones, la solución es:



$$A^n = \frac{(A-1)y_b - A(B+mx_b) + y_b}{(A-1)y_n - A(B+mx_b) + y_b} \quad (3.26.e)$$

En la mayoría de las veces, la composición del líquido en el fondo de la columna no se conoce, mientras que en el domo siempre se conoce. Un balance de materia para el soluto en toda la columna da:

$$x_b = y_t + \frac{G_M}{L_M} y_b - \frac{G_M}{L_M} y_t \quad (3.26.f)$$

sustituyendo este valor en la Ec. 3.26.e y simplificando, se obtiene la ecuación final de diseño:

$$A^n = \frac{y_b + \beta}{y_n + \beta} \quad (3.26.g)$$

donde:

$$\beta = \frac{y_t - A(B+mx_t)}{A - 1} \quad (3.26.h)$$

### 3.2. OPERACIONES DE HUMIDIFICACION.

En contraste con las otras operaciones de transferencia, la integración analítica de la ecuación de diseño para humidificación no es muy difícil. La razón es que toda la información necesaria para la solución está dada en forma de ecuación, excepto la curva de equilibrio. Puesto que esta curva es siempre la misma para el sistema aire-agua, puede representarse mediante una ecuación empírica para cualquier grado deseado de exactitud para todos los problemas de humidificación. Por ejemplo para el sistema aire-agua a 1 atm. de presión, se tienen las siguientes relaciones:

$$H'_{Gi} = -102.06375 + 2.63074 T_{Gi} + 0.134429 T_{Gi}^2 ; 32 \leq T_{Gi} \leq 60 \quad 3.27$$

$$H'_{Gi} = 2295 - 63.85 T_{Gi} + 0.598 T_{Gi}^2 ; 60 < T_{Gi} < 120 \quad 3.27.a$$

$$H'_{Gi} = -4876.8 - \frac{673013.065}{T_{Gi} - 203.404} ; 120 \leq T_{Gi} \leq 180 \quad 3.27.b$$

donde  $T_{Gi}$  está en °F, utilizando cualquiera de las ecuaciones anteriores junto con las ecuaciones de la línea de unión:

$$-\frac{h_L a}{k_Y a} = \frac{H'_G - H'_{Gi}}{T_L - T_i}$$

Y la línea de operación:

$$\frac{H'_{G2} - H'_{G1}}{T_{L2} - T_{L1}} = \frac{L_{Mav} C_L}{G'_M}$$

La ecuación de diseño:

$$\Delta z = \int \frac{G'_M dH'_G}{Sk_Y a (H'_{Gi} - H'_G)}$$

puede escribirse en términos de una sola variable e integrarse formalmente, puesto que se encuentran disponibles cuatro ecuaciones en las variables  $H'_{Gi}$ ,  $H'_G$ ,  $T_i$ ,  $T_L$ . La solución más conveniente se encuentra escribiendo la ecuación de diseño en términos de  $T_i$  e integrando. Por otro lado, en la transferencia de calor y en absorción gaseosa, rara vez se aplican las mismas condiciones de equilibrio para más de un problema. Por lo que la solución gráfica es generalmente más sencilla que la derivación de una expresión analítica para la curva de equilibrio.

En la determinación de la altura de la torre es necesario poder determinar o estimar el valor de la relación psicrométrica ( $h_G/k_Y$ ), así como el de los coeficientes de transferencia.

RELACION PSICROMETRICA. Para condiciones de flujo turbulento, los datos experimentales obtenidos del análisis de un cilindro húmedo, permiten establecer la siguiente ecuación: (2)

$$\frac{h_G}{k_Y} = 0.294 \left( \frac{\mu'_G}{\rho_G \alpha_G} \right)^{0.56} \text{----- (3.28)}$$

para cuando el gas es aire, y:

$$\frac{h_G}{k_Y} = Ch \left( \frac{k'}{Ch \rho_G \alpha_G} \right)^{0.56} = Ch \left( \frac{S_C}{P_r} \right)^{0.56} \text{----- (3.28.a)}$$

para otros gases. La relación ( $S_C/p_r$ ) es el número de Lewis, Le. Los datos en los cuales se basa la Ec. 3.28 se presentan en la Fig. 3.13. La Ec. 3.28.a se basa en experimentos de transferencia de calor y masa con varios gases fluyendo normalmente a un cilindro.

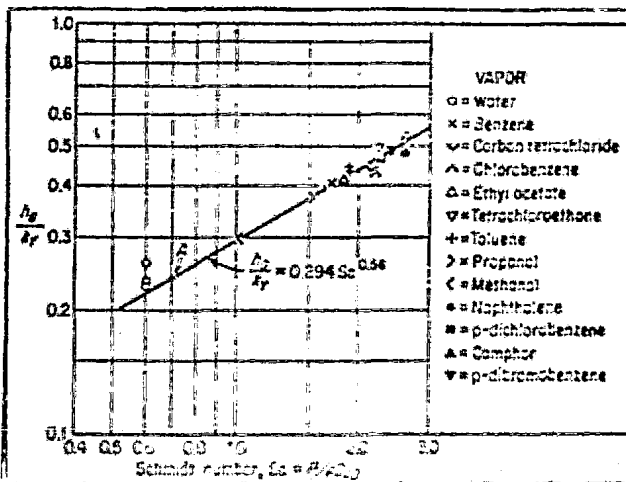


FIG. 3.13

Para el sistema aire-vapor de agua  $h_G/k_Y$  es aproximadamente igual a  $Ch$ . A la relación  $h_G/k_Y Ch$  se le llama relación de Lewis, de tal manera que la temperatura de saturación adiabática es -- igual a la temperatura de bulbo húmedo para este sistema.

Para el sistema aire-agua, con gastos elevados de líquido,  $h_G a$  puede calcularse mediante la relación de Lewis. Para gastos bajos de líquido, el humedecimiento incompleto del empaque hace que el área para la transferencia de calor,  $a_h$ , sea considerablemente mayor que aquél para la transferencia de masa,  $a_M$ . El resultado, es que los valores medios de  $h_G a_h / k_Y a_M$ , pueden ser dos o tres veces mayores que  $Ch$ , dependiendo del gasto de líquido.

COEFICIENTES DE TRANSFERENCIA. Los coeficientes para la transferencia de masa en la humidificación no son fundamentalmente diferentes de aquellos obtenidos para el equipo de absorción. En este tipo de operaciones, solamente son necesarios los coeficientes para la transferencia de masa en la fase gaseosa. Como acontece con otros coeficientes para la transferencia de masa en sistemas gas-líquido, dependerán del flujo del gas, de la viscosidad, de la difusividad y de la geometría del empaque, serán también dependientes del gasto de líquido (para gastos bajos de líquido, el empaque no estará completamente mojado).

Para anillos Raschig y silletas Berl, Shulman et al. (21) correlacionaron el coeficiente de transferencia de masa para la fase gaseosa como:

$$\frac{h_G E_{B.M.} S_{Gj}^{2/3}}{G'} = 1.195 \left[ \frac{d_s G}{\mu' G (1 - \xi_{L0})} \right]^{-0.36} \quad (3.29)$$

donde  $\epsilon_{L0}$  es el espacio hueco de operación en el empaque y está definido por:

$$\epsilon_{L0} = \epsilon - \theta_t$$

Las propiedades del fluido deben ser evaluadas a las condiciones promedio entre la interfase y la masa total de gas.

EMPAQUE	TAMAÑO in	$d_s$ ft.	$\beta_s$	AGUA	$\mu_L$ CENTIPOISE	H
ANILLOS RASCHIG CERAMICA	0.5	0.0582	$\frac{6.85(10^{-5}) \mu_L^{0.02} \sigma^{0.39}}{d_s^{1.21} \rho_L^{0.37}}$	$\beta_{tw} = \frac{2.25(10^{-5}) L^A}{d_s^2}$	<12	$\frac{0.897 L^{0.57} \mu_L^{0.15}}{\rho_L^{0.84} (0.083 L^{0.43} - 1)} \left(\frac{\sigma}{\tau_c}\right)^{0.735 - 0.025 \log L}$
	1.0	0.1167		$\beta_{sw} = \frac{0.00104}{d_s^{1.21}}$		>12
	1.5	0.1740		$\beta = 0.965 d_s^{-0.376}$	<12	
	2.0	0.238				>12
ANILLOS RASCHIG CARBON	1.0	0.0427	$\frac{6.35(10^{-5}) \mu_L^{0.02} \sigma^{0.23}}{d_s^{1.21} \rho_L^{0.37}}$	$\beta_{tw} = \frac{7.9(10^{-5}) L^A}{d_s^2}$	<12	$\frac{0.375 L^{0.57} \mu_L^{0.13}}{\rho_L^{0.84} (0.174 L^{0.315} - 1)} \left(\frac{\sigma}{\tau_c}\right)^{0.925 - 0.025 \log L}$
	1.5	0.178		$\beta_{sw} = \frac{0.0025}{d_s^{1.21}}$		
	2.0	0.238		$\beta = 0.706 d_s^{-0.376}$		
SILLETAS BERL CERAMICA	0.5	0.0582	$\frac{1.641(10^{-4}) \mu_L^{0.04} \sigma^{0.155}}{d_s^{1.56} \rho_L^{0.37}}$	$\beta_{tw} = \frac{2.5(10^{-5}) L^A}{d_s^2}$	<20	$\frac{1.251 L^{0.57} \mu_L^{0.15}}{\rho_L^{0.84} (0.32 L^{0.415} - 1)} \left(\frac{\sigma}{\tau_c}\right)^{1.033 - 0.025 \log L}$
	1.0	0.1060		$\beta_{sw} = \frac{0.00032}{d_s^{1.56}}$		
	1.5	0.155		$\beta = 0.965 d_s^{-0.376}$	<20	$\frac{1.251 L^{0.57} \mu_L^{0.15}}{\rho_L^{0.84} (0.32 L^{0.415} - 1)} \left(\frac{\sigma}{\tau_c}\right)^{1.033 - 0.025 \log L}$

$$f_t = \beta_o + \beta_s \quad f_{tw} = \beta_{ow} + \beta_{sw} \quad \beta_o = \beta_{ow} H$$

TABLA 3.5

### 3.3. DESTILACION.

En los casos donde se requiere un número de etapas teóricas demasiado grande como cuando se necesita separar una mezcla, cuyos componentes tienen un punto de ebullición semejante o cuando la relación de reflujo es ligeramente mayor que el mínimo, el método gráfico llega a ser tedioso y a veces inexacto. Si se requiere una concentración alta del elemento más volátil en el domo o una concentración baja del mismo, en el producto de fondo, el trazado de las etapas en los extremos, aún utilizando un diagrama amplificado, puede llevar implícito cierto error. Para evitar este problema, además de que un método gráfico lleva implícito un consumo considerable de tiempo, es preferible usar un método de solución analítico.

El uso de procedimientos de cálculo cortos, se debe considerar cuando se requiera cualquiera de los siguientes casos:

1. Estudio preliminar del costo del equipo.
2. Evaluación paramétrica de las variables de operación.
3. Separaciones que no requieren de un alto grado de pureza en los productos (por ejemplo: contaminantes en  $> 0.5\%$  peso).
4. Diseños detallados para sistemas ideales.
5. Diseño preliminar para sistemas donde los datos de equilibrio no están disponibles.


Por otro lado, el diseño riguroso se debe hacer cuando se tiene:

1. Sistema de multicomponentes y se requiere un producto de alta pureza.

2. El sistema es completamente no ideal, pero se dispone de datos para el equilibrio.
3. La volatilidad relativa es menor de 1.3
4. Uno o más componentes está cerca de su presión crítica.

Algunas reglas para determinar si las características de la mezcla favorecen el uso de relaciones de equilibrio ideales se mencionan en la Tabla 3.6

TABLA 3.6

INCREMENTO DE IDEALIDAD 	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Las mezclas de isómeros generalmente forman soluciones ideales.</li> <li>- Mezclas de hidrocarburos alifáticos de puntos de ebullición semejantes a presiones menores de 10 atm.</li> <li>- Mezclas de componentes con peso molecular y estructura semejante no se desvían en forma considerable de la idealidad.</li> <li>- Mezclas de compuestos aromáticos con alifáticos sencillos se desvían moderadamente de la idealidad.</li> <li>- Los inertes tales como <math>\text{CO}_2</math>, <math>\text{H}_2\text{S}</math>, <math>\text{H}_2</math>, <math>\text{N}_2</math>, etc. que están presentes en mezclas de componentes más pesados, tienden a comportarse en forma no ideal con respecto a los otros componentes.</li> <li>- Las mezclas de componentes polares y no polares siempre son no ideales.</li> <li>- Los azeótropos y la separación de fases representan la completa no idealidad.</li> </ul>
---	---



A continuación se presentan varios métodos analíticos utilizados para sistemas binarios e ideales.

3.3.1 ESTIMACION DEL NUMERO MINIMO DE ETAPAS. Generalmente, cuando se hace un diseño preliminar de una columna de destilación es necesario, como primer paso, establecer el número mínimo de etapas, para lo cual la siguiente regla empírica es útil (22) :

$$N_m \sim (T'_{L1} + T'_{L2}) / 3(T'_{L2} - T'_{L1}) \text{ ----- (3.30)}$$

donde  $T'_{L1}$  y  $T'_{L2}$  son las temperaturas de ebullición del componente ligero y pesado, respectivamente.

Para llegar a esta ecuación se hicieron ciertas consideraciones, las cuales se deben tener en cuenta para poder establecer las limitaciones de la ecuación. Estas consideraciones son las siguientes:

- \* La relación de la presión de vapor con la temperatura está dada por la ecuación de Clausius-Clapeyron.
- \* Los calores de vaporización para ambos componentes son casi iguales.
- \* El valor del producto  $(T'_{L1})(T'_{L2})$  es aproximadamente igual a  $(T'_{Lav})^2$ .
- \* La regla de Trouton es aplicable.
- \* La pureza del producto deseado es aproximadamente del 97%.

A pesar de estas limitaciones existe un número considerable de casos en los cuales se puede esperar que esta regla de buenos resultados para el estimado del número mínimo de platos.

La ecuación de Clausius-Clapeyron relaciona la presión de vapor con la temperatura por medio del calor de vaporización,  $\lambda$ , la constante de los gases  $R'$  y una constante  $A$ . Para los componentes pesado y ligero, las ecuaciones son:

$$\ln P_1^o \sim A_1 - (\lambda_1/R') (1/T'_{L1}) \text{-----} (3.31)$$

$$\ln P_2^o \sim A_2 - (\lambda_2/R') (1/T'_{L2}) \text{-----} (3.31.a)$$

si se busca en una carta de Cox se verá que las líneas de presión de vapor se unen en un punto, por lo tanto se considera que  $A_1 \sim A_2$ . Además, para flujo molar constante, el calor de vaporización de los dos componentes es aproximadamente el mismo.

Si se resta la Ec. 3.31.a de la 3.31 se obtiene:

$$\begin{aligned} \ln(P_1^o/P_2^o) &= (\lambda/R') \left[ (1/T'_{L1}) - (1/T'_{L2}) \right] \\ &= (\lambda/R'T'_{L1}T'_{L2}) (T'_{L2} - T'_{L1}) \text{-----} (3.32) \end{aligned}$$

o

$$\begin{aligned} \ln \alpha &= (\lambda/R'T_{Lav}^2) (T'_{L2} - T'_{L1}) \\ 1/(T'_{L2} - T'_{L1}) &= \lambda/R'T_{Lav}^2 \quad \ln \alpha \text{-----} (3.32.a) \end{aligned}$$

$$\text{también: } T'_{L1} + T'_{L2} = 2 T'_{Lav} \text{-----} (3.33)$$

sustituyendo las ecuaciones 3.32.a v 3.33 en la Ec. 3.30 se obtiene:

$$\begin{aligned} N_m &\sim 2 T'_{Lav} \lambda / 3R'T_{Lav}^2 \quad \ln \alpha \\ &\sim 2 \lambda / 3R'T'_{Lav} \quad \ln \alpha \text{-----} (3.34) \end{aligned}$$

Aplicando la regla de TROUTON:  $\lambda/T'_{Lav} = 21$  y reorganizando la expresión 3.34 y utilizando logaritmos comunes, se obtiene:

$$N_m = (2)(21) / (3)(R')(2.303 \log \alpha) \\ \sim 3.06 / \log \alpha \quad \text{-----} \quad (3.35)$$

Otra expresión analítica útil para obtener el número mínimo de etapas se obtiene para casos donde la volatilidad relativa es aproximadamente constante (23). A partir de la definición de volatilidad relativa:

$$\alpha = \frac{y^*/(1-y^*)}{x/(1-x)} = \frac{y^* (1-x)}{x (1-y^*)} \quad \text{-----} \quad (3.36)$$

y aplicándola al producto de fondo se obtiene:

$$\frac{y_w}{1-y_w} = \alpha_w \frac{x_w}{1-x_w} \quad \text{-----} \quad (3.36.a)$$

donde  $\alpha_w$  es la volatilidad relativa en el rehervidor. Cuando se opera a reflujo total, las líneas de operación coinciden con la diagonal de 45°, de tal forma que  $y_w = x_{Nm}$ . Por lo tanto:

$$\frac{x_{Nm}}{1-x_{Nm}} = \alpha_w \frac{x_w}{1-x_w}$$

Similarmente para el último plato de la columna:

$$\frac{y_{Nm}}{1-y_{Nm}} = \alpha_{Nm} \frac{x_{Nm}}{1-x_{Nm}} = \alpha_{Nm} \alpha_w \frac{x_w}{1-x_w}$$

Este procedimiento se continúa hacia arriba, para el primer plato:

$$\frac{y_1}{1-y_1} = \frac{x_D}{1-x_D} = \alpha_1 \alpha_2 \dots \alpha_{Nm} \alpha_w \frac{x_w}{1-x_w}$$

utilizando un valor promedio para la volatilidad relativa, se obtiene:

$$\frac{x_D}{1-x_D} = \alpha_{av}^{Nm+1} \frac{x_W}{1-x_W}$$

6

$$Nm+1 = \frac{\text{Log} \frac{x_D}{1-x_D} \frac{1-x_W}{x_W}}{\text{Log} \alpha_{av}} \quad \text{----- (3.36.b)}$$

La ecuación 3.36.b es la ecuación de FENSKE. El número mínimo de etapas teóricas para obtener productos con composición  $x_D$  y  $x_W$  es  $Nm+1$ , incluyendo el rehervidor. Para pequeñas variaciones en  $\alpha$ ,  $\alpha_{av}$  es el promedio geométrico de los valores en el domo y fondo de la torre,  $\sqrt{\alpha_1 \alpha_W}$ .

El numerador de la Ec. 3.36.b no varía considerablemente conforme cambia la pureza del producto, por ejemplo:

$$\frac{x_D = 1-x_W}{\text{Log} \left[ \frac{x_D}{1-x_D} \right] \left[ \frac{1-x_W}{x_W} \right]}$$

0.90	1.91
0.95	2.56
0.971	3.05
0.99	3.99

El numerador de la ecuación de FENSKE es igual al numerador de la ecuación 3.35 para el caso en que el producto tenga una pureza del 97.1%. Por lo tanto, la Ec. 3.30 da un estimado para el número mínimo de platos cuando la pureza del producto es próximo al 97% , si las otras consideraciones son también válidas.

### 3.3.2. Estimación del número teórico de etapas.

#### 3.3.2.1. Procedimiento analítico del método McCabe-Thiele.

Para un sistema ideal se obtuvieron en el capítulo anterior las siguientes ecuaciones:

$$x = (P_T - P_B^o) / (P_A^o - P_B^o) \text{ ----- (2.28)}$$

$$y = \alpha x / [x(\alpha - 1) + 1] \text{ ----- (2.28.b)}$$

$$x = y / [y(1 - \alpha) + \alpha] \text{ ----- (2.28.c)}$$

$$y_{n+1} = \frac{L_M}{G_M} x_n + \frac{D}{G_M} x_D \text{ ----- (2.55)}$$

$$y_{m+1} = \frac{\bar{L}_M}{\bar{L}_M - W} x_m - \frac{W}{\bar{L}_M - W} x_W \text{ ----- (2.56.a)}$$

El método consiste en lo siguiente: una vez definida la relación de reflujo, así como las composiciones deseadas en las corrientes de salida del domo y del fondo, el cálculo se puede empezar, ya sea por la sección de rectificación o de agotamiento.

**SECCION DE RECTIFICACION, CONDENSADOR TOTAL.** En este caso  $x_D = y_1$ . En una solución ideal las presiones de vapor de cada componente pueden variar considerablemente con la temperatura, más no así  $\alpha$  que permanece prácticamente constante, por lo tanto, se puede tomar un promedio entre el valor en el domo y en el fondo de la torre para usarse en las Ec. 2.28.b y 2.28.c. A partir de la Ec. 2.28.c y con el valor de  $y_1$  se obtiene  $x_1$ , composición del líquido, que sale del plato N°1, en equilibrio con el vapor de composición  $y_1$ . La composición del vapor que sale del plato N°2,  $y_2$ , se obtiene de la Ec. 2.55 usando el valor obtenido para  $x_1$ , y, la composición del líquido,  $x_2$ , en equilibrio con este vapor se obtiene, otra vez, de la Ec. 2.28.a. El procedi-

miento se repite hasta alcanzar el plato de alimentación, esquemáticamente el procedimiento se representa como:

		DE EC. 2.28.c	DE EC. 2.55
$y_1$	$\alpha$	$x_1$	$y_2$
$y_2$		$x_2$	$y_3$
$y_3$	C	$x_3$	$y_4$
.	T		
.	E		
$y_{f-1}$	↓	$x_{f-1}$	$y_f$

SECCION DE AGOTAMIENTO. Considerando que el rehervidor se comporta como una etapa ideal y a partir del valor especificado para la composición del producto de fondo, utilizando la Ec. 2.28.b obtenemos la composición del vapor en equilibrio con el líquido que sale del rehervidor. La composición del líquido que sale del último plato,  $N_m$  se obtiene utilizando la Ec. 2.56.a, a partir de este valor se obtiene la composición del vapor que sale del último plato usando la Ec. 2.28.b

El procedimiento se repite hasta alcanzar el plato de alimentación. La representación esquemática de la secuencia de cálculo es:

		DE EC. 2.28.b	DE EC. 2.56.a
$x_W$	$\alpha$ $\downarrow$ C T $\downarrow$	$y_W$	$x_{Nn}$
$x_{Nm}$		$y_{Nm}$	$x_{Nm-1}$
.			
$x_{f-1}$		$y_{f-1}$	$x_f$

### 3.3.2.2. Rectificación de mezclas binarias con calores de vaporización diferentes

El siguiente método, (24) considera la volatilidad relativa constante y las líneas de operación se obtienen de balances de materia y energía.

**LINEAS DE OPERACION.** Para la sección de enriquecimiento los balances de materia y energía total y para el componente "A" a través del área III en la Fig. 2.6 están expresados por las ecuaciones 2.33, 2.33.a y 2.49.a

A partir de estas ecuaciones se obtiene la ecuación de la línea de operación para la sección de enriquecimiento:

$$\frac{y_{n+1} - x_D}{x_n - x_D} = \frac{Q'_L - H_{Gn+1}}{Q'_L - H_{Ln}} \quad (3.37)$$

Esta expresión es completamente general para la sección de enriquecimiento, ya que no involucra ninguna consideración. Similarmente, las ecuaciones para el balance de materia y energía en la sección de agotamiento están expresadas por las ecuaciones 2.37, 2.37.a y 2.50.a

De igual forma, la ecuación de la línea de operación para esta sección se obtiene de las ecuaciones anteriores:

$$\frac{y_{m+1} - x_W}{x_m - x_W} = \frac{Q''_L - H_{Gm+1}}{Q''_L - H_{Lm}} \quad (3.38)$$

El balance de materia y energía en el área I da:

$$Q_C = G_{M,1} H_{G1} - D H_{L,D} - L_{M,0} H_{L0} \quad (2.32)$$

$$G_{M,1} = L_{M,0} + D = (R+1)D \quad (2.31)$$

Para un condensador total:  $H_{L0} = H_{LD}$  ;  $y_1 = x_0 = x_D$

por lo tanto:  $Q_C = G_{M,1} (H_{G1} - H_{L,D}) = (R+1)D(H_{G1} - H_{L,D}) \quad (3.39)$

Similamente, el balance de energía alrededor del rehervidor es:

$$Q_B + \bar{L}_{M,Nm} H_{LNm} = \bar{G}_{M,W} H_{G,W} + W H_{L,W} \quad (3.40)$$

$$\bar{G}_{M,W} = \bar{L}_{M,Nm} - W = SW ; \text{ donde } S = \bar{G}_{M,W} / W \quad (3.41)$$

para un rehervidor total:  $H_{L,Nm} = H_{L,W}$  ;  $x_{Nm} = x_W = y_W$

por lo tanto:  $Q_B = \bar{G}_{M,W} (H_{GW} - H_{L,W}) = SW (H_{GW} - H_{L,W}) \quad (3.40.a)$

Si las pérdidas de calor no son considerables, las ecuaciones 3.37,

3.38 se transforman en:

$$\frac{y_{n+1} - x_D}{x_n - x_D} = \frac{H_{L,D} + (R+1) (H_{G1} - H_{L,D}) - H_{Gn+1}}{H_{L,D} + (R+1) (H_{G1} - H_{L,D}) - H_{Ln}} \quad (3.37.a)$$

$$\frac{y_{n+1} - x_W}{x_n - x_W} = \frac{H_{L,W} - S(H_{GW} - H_{L,W}) - H_{Gn+1}}{H_{L,W} - S(H_{GW} - H_{L,W}) - H_{Ln}} \quad (3.38.a)$$

Cuando no se tiene un diagrama entalpia concentración, los valores



para la entalpia del vapor y el líquido se obtienen usando datos de calor específico y calor latente de vaporización a partir de las siguientes ecuaciones:

$$H_L = [C_{LA} x + (1-x) C_{LB}] (T_L - T_{L0}) + \Delta H_S \text{ ----- (3.42)}$$

$$H_G = [C_{VA} y + (1-y) C_{VB}] (T_G - T_{G0}) + \Delta H_{vm} + [y\lambda_A + (1-y)\lambda_B] \text{ -----(3.42.a)}$$

Si se considera que el valor del calor sensible y el calor de mezclado es demasiado pequeño con respecto al calor latente y, utilizando las ecuaciones 3.42 y 3.42.a, las ecuaciones 3.37.a y 3.38.a se transforman en:

$$\frac{x_n - y_{n+1}}{x_n - x_D} = \frac{[y_{n+1} + (1-y_{n+1})g_{n+1}]\lambda_{A,n+1}}{\{(R+1)[x_D + (1-x_D)g_D]\}\lambda_{AD}} \text{ ----- (3.37.b)}$$

donde:

$$g_{n+1} = \frac{\lambda_{B,n+1}}{\lambda_{A,n+1}}$$

$$g_D = \frac{\lambda_{B,D}}{\lambda_{A,D}}$$

Similarmente, para la sección de agotamiento, la ecuación es:

$$\frac{y_m - y_{m+1}}{x_m - x_W} = \frac{[y_{m+1} + (1-y_{m+1})g_{m+1}]\lambda_{A,m+1}}{\{-S[x_W + (1-x_W)g_W]\}\lambda_{A,W}} \text{ ----- (3.38.b)}$$

donde:

$$g_{m+1} = \frac{\lambda_{B,m+1}}{\lambda_{A,m+1}} \quad \text{y} \quad g_W = \frac{\lambda_{B,W}}{\lambda_{A,W}}$$

Una forma de estimar el cambio del calor latente con la temperatura

es utilizando la correlación de WATSON:

$$\frac{\lambda_1}{\lambda_2} = \left( \frac{T_C - T'_{L1}}{T_C - T'_{L2}} \right)^{0.38} \quad \text{-----} \quad (3.43)$$

Aunque el calor latente varía de plato a plato, la relación de los calores latentes de los dos componentes puros, a la misma temperatura se puede considerar constante sin introducir un gran error. Debido a ésto, podemos eliminar el subíndice de  $g$  y el valor de  $g$  se estima a las condiciones de la alimentación. Además si el efecto de la temperatura sobre la relación de calores latentes para un componente (Ec. 3.43) no es considerable, entonces se puede tomar el promedio del calor latente, a la temperatura de alimentación y a la temperatura del destilado, para  $\lambda_{A,n+1}$  y un valor promedio similar para  $\lambda_{A,m+1}$ . Con estas nuevas consideraciones, las Ecs. 3.37.b y 3.38.b se simplifican a :

$$y_{n+1} = \frac{(\beta - g) x_n + x_D g}{(x_n - x_D) (1-g) + \beta} \quad \text{-----} \quad (3.37.c)$$

$$\text{donde } \beta = (R+1) \left[ g - (g-1) x_D \right] \frac{2 \lambda_{A,D}}{\lambda_{A,F} + \lambda_{A,D}}$$

$$y_{m+1} = \frac{(\beta' - g) x_m + x_W g}{(x_m - x_W) (1-g) + \beta'} \quad \text{-----} \quad (3.38.c)$$

$$\text{donde: } \beta' = -S \left[ g - (g-1) x_W \right] \frac{2 \lambda_{A,W}}{\lambda_{A,F} + \lambda_{A,W}}$$

Hasta aquí se han hecho las siguientes consideraciones: (1) las pérdidas de calor a los alrededores no se consideran; (2) los términos de calor sensible y calor de mezcla no son considerados;

(3) se usa un condensador y rehervidor total; (4) el efecto de la temperatura sobre el calor latente de vaporización se puede o no tener en cuenta.

Combinando la Ec. 3.37.c con la ecuación de la curva de equilibrio:

$$y_{n+1} = \frac{\alpha x_{n+1}}{1 + (\alpha - 1) x_{n+1}}$$

se obtiene la siguiente ecuación diferencial:

$$x_{n+1} x_n + ax_{n+1} + bx_n + c = 0 \text{ ----- (3.44)}$$

donde:

$$a = \frac{(\alpha - g)x_D - \beta\alpha}{\beta(\alpha - 1) + g - \alpha}$$

$$b = \frac{\theta - g}{\beta(\alpha - 1) + g - \alpha}$$

$$c = \frac{gx_D}{\beta(\alpha - 1) + g - \alpha}$$

Similarmente, combinando la Ec. 3.38.c con la Ec. de la curva de equilibrio se obtiene:

$$x_{m+1} x_m + a'x_{m+1} + b'x_m + c' = 0 \text{ ----- (3.45)}$$

donde:

$$a' = \frac{(\alpha - g)x_W - \beta'\alpha}{\beta'(\alpha - 1) + g - \alpha}$$

$$b' = \frac{\beta' - g}{\beta'(\alpha - 1) + g - \alpha}$$

$$c' = \frac{g x_W}{\beta'(\alpha - 1) + g - \alpha}$$

La solución de las ecuaciones 3.44 y 3.45 es ( 25 , 26 , 27 ):

Para la Ec. 3.44:

$$\left( \frac{a+x_i}{b+x_i} \right)^n = \left( \frac{x_D - x_i}{x_n - x_i} \right) \left( \frac{a+b+x_i+x_n}{a+b+x_i+x_D} \right) \text{-----} (3.46)$$

$$x_i = \frac{-(a+b) - \sqrt{(a+b)^2 - 4c}}{2}$$

Y, para la Ec. 3.45:

$$\left( \frac{a'+x'_i}{b'+x'_i} \right)^m = \left( \frac{x'_{iy} - x'_i}{x'_W - x'_i} \right) \left( \frac{a'+b'+x'_i+x'_W}{a'+b'+x'_i+x'_{iy}} \right) \text{----} (3.47)$$

donde:

$$x'_i = \frac{-(a'+b') + \sqrt{(a'+b')^2 - 4c'}}{2}$$

El valor de  $x_n$  es la intersección de la línea de alimentación con la curva de operación, el cual se obtiene resolviendo simultáneamente las ecuaciones de ambas líneas. El valor de  $x'_{iy}$  se calcula utilizando el siguiente procedimiento:

Después de que se ha calculado el número de etapas en equilibrio en la sección de enriquecimiento por medio de la Ec. 3.46, al valor obtenido se le eliminan los dígitos después del punto decimal, y, utilizando el entero que resulta, se obtiene la composición del líquido, en este plato,  $x_n$ , utilizando la Ec. 3.46. Después se calcula  $x'_{iy}$  por medio de la ecuación siguiente:

$$\frac{(\beta' - g) x'_{iy} + x'_W g}{(x'_{iy} - x'_W)(1-g) + g'} = \frac{(\beta - g) x_n + x_D g}{(x_n - x_D)(1-g) + \beta} \text{-----} (3.48)$$

El balance total de energía, sin considerar pérdidas de calor, está dado por:

$$FH_F = DH_{L,D} + Q_C + WH_{L,W} - Q_B \quad (2.32.a)$$

combinando esta ecuación con las ecuaciones 2.33.a, 3.40.a, 3.42 y 3.42.a con la consideración de que el efecto del calor sensible es despreciable y además la relación de calores latentes de vaporización, de los dos componentes, permanece constante a través de toda la columna, se obtiene:

$$S = \frac{(D/F)(R+1) \left[ g - (g-1)x_D \right] \lambda_{A,D} - \left[ g - (g-1)y_F \right] (1-q_F) \lambda_{A,F}}{(W/F) \left[ g - (g-1)x_W \right] \lambda_{A,W}} \quad (3.49)$$

Si, además, el efecto de la temperatura sobre el calor latente de vaporización no es considerable, entonces, la Ec. 3.49 se transforma al combinarse con la definición de  $\phi$  y  $\phi'$  en:

$$F \beta_F = D \beta_D + W \beta_W \quad (3.50)$$

donde:  $\beta_F = (1-q) \left[ g - (g-1) y_F \right]$

$$\beta_D = (R+1) \left[ g - (g-1) x_D \right]$$

$$\beta_W = -S \left[ g - (g-1) x_W \right]$$

Cuando una mezcla es ideal, la volatilidad relativa en el domo de la torre difiere ligeramente del valor en el fondo, de tal forma que se puede usar un promedio aritmético. Para una mezcla no ideal, los valores difieren considerablemente, de manera que es mejor, en este caso, usar el promedio geométrico. El método gráfico proporciona un resultado más exacto al utilizar los datos de

donde  $F$ ,  $Z_F$ ,  $x_D$  y  $x_W$  se conocen a partir de los requerimientos del proceso y de la especificación de la composición de los productos. Como la relación de reflujo  $L_{MO}/D$  está fija, el valor para  $L_{MO}$  queda determinado utilizando el valor obtenido para  $D$  a partir de la Ec.

3.51. Así mismo, para un condensador total  $x_O = x_D = y_1$  y los balances de materia y energía alrededor del mismo están dados por las ecuaciones:

$$G_{M1} y_1 = D x_D + L_{MO} x_O \quad \text{-----} \quad (2.31.a)$$

$$G_{M1} H_{G1} - Q_C = L_{MO} H_{LO} + D H_{L,D} \quad \text{-----} \quad (2.32)$$

Como cada uno de los platos que constituyen el equipo se considera que opera como una etapa ideal, entonces la temperatura del plato No. 1 será la temperatura de rocío del vapor que sale del plato a la presión de operación de la columna. A la temperatura de rocío, el líquido que condensa deberá tener una composición tal que  $x_{1,A} + x_{1,B} = 1.0$ , por lo tanto:

$$\frac{y_{1,A} \psi_A P_T}{\gamma_A P_A^\circ} + \frac{(1-y_{1,A}) \psi_B P_T}{\gamma_B P_B^\circ} = 1.0 \quad \text{-----} \quad (3.52)$$

La composición en el vapor  $y_1$ , los coeficientes de fugacidad  $\psi$ , los coeficientes de actividad  $\gamma$  y la presión total son conocidos. Por lo tanto, se seleccionan diferentes valores de temperatura con los cuales se obtienen valores para  $P_A^\circ$  y  $P_B^\circ$ . Cuando los valores de  $P_A^\circ$  y  $P_B^\circ$  introducidos en la Ec. 3.52 satisfagan la igualdad, se habrá encontrado la temperatura del plato No. 1.

Con la temperatura del plato 1 se determina la entalpia del vapor  $H_{G1}$  y por consiguiente, el valor de  $Q_C$  (a partir de la Ec. 2.32).

equilibrio y las ecuaciones para las curvas de operación propuestas en este método. En el caso en que el procedimiento de trazado de las etapas sea demasiado tedioso e inexacto, el cálculo plato a plato utilizando los datos de equilibrio o sus ecuaciones equivalentes junto con las ecuaciones de las curvas de operación propuestas es más recomendable.

El efecto de la temperatura sobre el calor latente de vaporización del componente más volátil generalmente se desprecia cuando el rango de temperatura de operación no es grande; sin embargo, si el efecto es apreciable, éste deberá de considerarse.

**3.3.2.3. METODO DE SOREL.** El método se basa en la utilización de cálculos plato a plato, los cuales involucran balances de materia y energía junto con la relación de equilibrio para determinar la cantidad de líquido y vapor que sale y entra, respectivamente, al plato correspondiente, así como la temperatura y la composición de las corrientes que salen del mismo.

Para la aplicación del método se supone que los siguientes datos son conocidos: (a) la presión de operación (b) la relación de reflujo,  $L_{MO}/D$  (c) la temperatura o entalpia de la corriente de reflujo y además se considera que el condensador es total. Tomando como referencia la Fig. 2.6, el balance total de materia y el balance para el componente más volátil están definidos por las ecuaciones 2.41 y 2.41.a de las cuales se obtiene:

$$D = \frac{F(z_F - x_W)}{(x_D - x_W)} \quad (3.51)$$

Las variables que quedan por determinar son  $L_{M1}$ ,  $G_{M2}$ ,  $T_2$  (ó  $H_{G2}$ ) e  $y_2$ , las cuales se obtienen resolviendo por prueba y error las siguientes ecuaciones:

$$G_{M2} = L_{M1} + D \text{ ----- (3.53)}$$

$$G_{M2} y_2 = L_{M1} x_1 + D x_D \text{ ----- (3.53.a)}$$

$$G_{M2} H_{G2} - Q_C = L_{M1} H_{L1} + D H_{LD} \text{ ----- (3.54)}$$

$$H_{G2} = f(y_2, T_2) \text{ ----- (3.55)}$$

El valor de la entalpia  $H_{G2}$  se puede obtener de una carta entalpia-concentración o directamente de datos, o a partir de datos T-y si se dispone de las capacidades caloríficas y los calores latentes respectivos.

La ecuación 3.54 se puede escribir como sigue:

$$G_{M2} f(y_2, T_2) - L_{M1} H_{L1} - Q_C = D H_{L,D} \text{ ----- (3.54.a)}$$

Eliminando  $G_{M2}$  entre las ecuaciones 3.53 y 3.53.a, se tiene:

$$L_{M1} = \frac{D(x_D - y_2)}{(y_2 - x_1)} \text{ ----- (3.56)}$$

Y, eliminando  $L_{M1}$  entre las ecuaciones 3.53 y 3.53.a, también, se tiene:

$$G_{M2} = \frac{D(x_D - x_1)}{(y_2 - x_1)} \text{ ----- (3.57)}$$

Sustituyendo las ecuaciones 3.56 y 3.57 en la 3.54.a se obtiene:

$$\frac{D(x_D - x_1)}{(y_2 - x_1)} f(y_2, T_2) - D \frac{(x_D - y_2)}{(y_2 - x_1)} H_{L1} - Q_C = D H_{L,D} \text{ ----- (3.54.b)}$$

Todas las variables en la Ec. 3.54.b se conocen, con excepción de  $y_2$ .



De tal forma que la solución de esta ecuación supone valores de  $y_2$  para después obtener el valor correspondiente de  $f(y_2, T_2)$ , ambos valores se sustituyen en la Ec. 3.54.b y el valor correcto de  $y_2$  se obtiene hasta que la igualdad se satisfaga.

La temperatura del plato No. 2 se obtiene a partir de los datos T-xy ó H-xy , así como la composición y la entalpia de  $L_{M2}$ . Los valores para  $L_{M2}$  ,  $G_{M3}$  ,  $H_{G3}$  e  $y_3$  se obtienen a partir de ecuaciones similares a las Ec. 3.53, 3.54, 3.55, 3.56 y 3.57:

$$H_{G3} = f(y_3, T_3) \text{ ----- (3.55.a)}$$

$$G_{M3} - L_{M2} = D \text{ ----- (3.53.b)}$$

$$G_{M3}y_3 - L_{M2}x_2 = Dx_D \text{ ----- (3.53.c)}$$

$$G_{M3} H_{G3} - L_{M2} H_{L2} = DH_{L,D} + Q_C \text{ ----- (3.54.c)}$$

$$\frac{D(x_D - x_2)}{(y_3 - x_2)} f(y_3, T_3) - \frac{D(x_D - y_3)}{(y_3 - x_2)} H_{L2} = DH_{L,D} + Q_C \text{ ----- (3.54.d)}$$

Otra vez, la solución de la Ec. 3.54.d supone valores de  $y_3$  para después obtener el valor correspondiente de  $f(y_3, T_3)$ , ambos valores se sustituyen en esta ecuación y el valor correcto de  $y_3$  se obtiene hasta que la igualdad se satisfaga. Entonces los valores de  $G_{M3}$  y  $L_{M2}$  se obtienen directamente de la Ec. 3.54.d. Este procedimiento se repite columna abajo y plato a plato hasta que la composición del líquido llega a ser menor o igual a la composición promedio de la alimentación. Los balances de materia y energía

en el plato de alimentación son (Fig. 3.14):

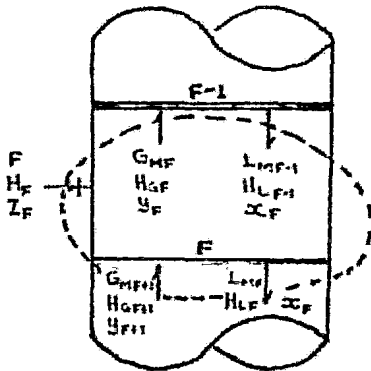
$$F + \bar{G}_{M,F+1} + L_{M,F-1} = G_{M,F} + \bar{L}_{M,F} \text{ ----- (3.58)}$$

$$FZ_F + \bar{G}_{M,F+1} Y_{F+1} + L_{M,F-1} x_{F-1} = G_{M,F} Y_F + \bar{L}_{M,F} x_F \text{ ----- (3.58.a)}$$

$$FH_F + \bar{G}_{M,F+1} H_{G,F+1} + L_{M,F-1} H_{L,F-1} = G_{M,F} H_{GF} + \bar{L}_{M,F} H_{LF} \text{ ---- (3.59)}$$

Los valores para  $G_{MF}$ ,  $H_{GF}$ ,  $Y_F$ ,  $L_{M,F-1}$ ,  $H_{L,F-1}$  y  $x_{F-1}$  se obtienen a partir del cálculo plato a plato desde el domo hacia abajo, por lo tanto, los valores desconocidos son:  $\bar{G}_{M,F+1}$ ,  $H_{GF+1}$ ,  $Y_{F+1}$ ,

$\bar{L}_{M,F}$ ,  $H_{L,F}$  y  $x_F$ . La composición de la corriente  $\bar{L}_{M,F}$  se calcula a partir de la relación de equilibrio y a la temperatura del punto de rocío de la corriente  $G_{M,F}$ , esta temperatura se obtiene resolviendo por prueba y error la siguiente ecuación:



$$x_{F,A} + x_{F,B} = \frac{y_{F,A} P_A}{\gamma_A P^{\circ} A} = \frac{(1-y_{F,A}) P_B}{\gamma_B P^{\circ} B} = 1.0 \text{ 3.52.a}$$

Con la composición de  $\bar{L}_{M,F}$  y la temperatura en el plato F, se determina el valor de  $H_{L,F}$  a partir de los datos H-x, de

aquí que los únicos valores desconocidos son:  $\bar{G}_{M,F+1}$ ,  $H_{GF+1}$  e

$Y_{F+1}$ . Rearreglando las ecuaciones 3.58.a y 3.59 se tiene:

$$\bar{G}_{M,F+1} = \frac{G_{M,F} Y_F - FZ_F - L_{M,F-1} x_{F-1} + (F + L_{M,F-1} - G_{M,F}) x_F}{Y_{F+1} - x_F} \text{ (3.58.b)}$$

$$\bar{G}_{M,F+1} = \frac{G_{M,F} H_{GF} - FH_F - L_{M,F-1} H_{L,F-1} + (F + L_{M,F-1} - G_{M,F}) H_{L,F}}{H_{GF+1} - H_{L,F}} \text{ (3.59.a)}$$

En una mezcla binaria los datos T-xy ó H-xy relacionan la composición y la entalpía de cualquier corriente dentro de la torre, de tal forma que:

$$H_{G,F+1} = f(y_{F+1}, T_{F+1}) \text{ ----- (3.60)}$$

Utilizando la Ec. 3.60 con la solución por prueba y error de las ecuaciones 3.58.b y 3.59.a se obtienen los valores para  $\bar{G}_{M,F+1}$ ,  $H_{G,F+1}$ ,  $y_{F+1}$  y la temperatura del plato F+1.

El cálculo se continúa hacia el fondo de la torre, utilizando el mismo procedimiento usado para los platos localizados arriba del punto de alimentación, hasta que la composición del líquido sea igual o menor a la composición del producto de fondo requerido.

Si se desea hacer el cálculo plato a plato empezando desde el fondo de la columna, el procedimiento es el siguiente: A partir de un balance total de calor se obtiene el calor suministrado al rehervidor.

$$Q_B = DH_{L,D} + WH_{L,W} + Q_C - FH_F \text{ ----- (2.32.a)}$$

Generalmente el rehervidor se considera como una etapa en equilibrio, de tal forma que  $\bar{G}_{M,W}$  y W son corrientes en equilibrio.

$$y_W = \frac{x_W \gamma_W P^o}{\mu_W P_t}$$

La temperatura en el rehervidor es la temperatura del punto de burbuja del líquido del fondo, y se obtiene resolviendo por prueba y error la siguiente ecuación:

$$\sum y_W = \sum \frac{x_W \gamma_W P^o}{\mu_W P_t} = 1.0 \text{ ----- (3.52.b)}$$

Con el valor de  $Q_B$  y la temperatura en el rehedidor, las siguientes ecuaciones (obtenidas a partir del balance respectivo en el rehedidor) se utilizan para determinar la cantidad, composición y temperatura de  $\bar{L}_{M,Nm}$

$$\bar{L}_{M,Nm} = \bar{G}_{M,W} + W \text{ ----- (3.61)}$$

$$\bar{L}_{M,Nm} x_{Nm} = \bar{G}_{M,W} y_W + Wx_W \text{ ----- (3.61.a)}$$

$$\bar{L}_{M,Nm} H_{L,Nm} = \bar{G}_{M,W} H_{G,W} + WH_{L,W} - Q_B \text{ ----- (3.62)}$$

$$H_{L,Nm} = f(x_{Nm}, T_{Nm}) \text{ ----- (3.63)}$$

La Ec. 3.62 se rearrregla para dar:

$$\bar{L}_{M,Nm} f(x_{Nm}, T_{Nm}) = \bar{G}_{M,W} H_{GW} + WH_{L,W} - Q_B \text{ ----- (3.62.a)}$$

Eliminando  $\bar{G}_{M,W}$  entre las ecuaciones 3.61 y 3.61.a:

$$\bar{L}_{M,Nm} = \frac{W(x_W - y_W)}{(x_{Nm} - y_W)} \text{ ----- (3.64)}$$

Y, eliminando  $\bar{L}_{M,Nm}$  entre las ecuaciones 3.61 y 3.61.a:

$$\bar{G}_{M,W} = \frac{W(x_W - x_{Nm})}{(x_{Nm} - y_W)} \text{ ----- (3.65)}$$

Por lo tanto, la ecuación 3.62.a se transforma en:

$$\frac{W(x_W - y_W)}{(x_{Nm} - y_W)} f(x_{Nm}, T_{Nm}) = \frac{W(x_W - x_{Nm})}{(x_{Nm} - y_W)} H_{GW} + WH_{L,W} - Q_B \text{ ----- (3.62.b)}$$

Todas las variables en la Ec. 3.62.b se conocen con excepción de  $x_{Nm}$ , de tal forma que la solución de esta ecuación supone valores de  $x_{Nm}$  para después obtener el valor correspondiente de  $f(x_{Nm}, T_{Nm})$  (a partir de los datos H-xy), ambos valores se sustituyen en la Ec. 3.62.b y el valor correcto de  $x_{Nm}$  se obtiene hasta que la igualdad se satisfaga.

La temperatura del plato Nm se obtiene a partir de los datos T-xy ó H-xy y la composición del vapor  $\bar{G}_{M,Nm}$  ( $y_{Nm}$ ) se calcula utilizando la relación de equilibrio a la temperatura  $T_{Nm}$ . Los valores para  $\bar{L}_{M,Nm-1}$ ,  $\bar{G}_{M,Nm}$ ,  $H_{L,Nm-1}$  y  $x_{Nm-1}$  se obtienen a partir de las siguientes ecuaciones:

$$H_{L,Nm-1} = f(x_{Nm-1}, T_{Nm-1}) \text{ ----- (3.63.a)}$$

$$\bar{L}_{M,Nm-1} = \bar{G}_{M,Nm} + W \text{ ----- (3.61.b)}$$

$$\bar{L}_{M,Nm-1} x_{Nm-1} = \bar{G}_{M,Nm} y_{Nm} + Wx_W \text{ ----- (3.61.c)}$$

$$\bar{L}_{M,Nm-1} H_{L,Nm-1} = \bar{G}_{M,Nm} H_{G,Nm} + W H_{L,W} - Q_B \text{ ----- (3.62.c)}$$

De la misma forma en que se obtuvo la ecuación 3.62.b, la Ec. 3.62.c se transforma en:

$$\frac{W(x_{Nm} - y_{Nm})}{(x_{Nm-1} - y_{Nm})} f(x_{Nm-1}, T_{Nm-1}) = \frac{W(x_{Nm} - x_{Nm-1})}{(x_{Nm-1} - y_{Nm})} H_{G,Nm} + W H_{L,W} - Q_B \text{ ----- (3.62.d)}$$

De nuevo, la solución de la Ec. 3.62.d supone valores de  $x_{Nm-1}$  para después obtener el valor correspondiente de  $f(x_{Nm-1}, T_{Nm-1})$ , ambos valores se sustituyen en esta ecuación y el valor correcto de  $x_{Nm-1}$  se obtiene hasta que la igualdad se satisfaga. El valor de  $\bar{L}_{M,Nm-1}$  y  $\bar{G}_{M,Nm}$  se obtiene directamente de la Ec. 3.62.d.

El cálculo plato a plato se continúa hacia arriba de la columna hasta que la composición de la alimentación se alcance. Las ecuaciones 3.58, 3.58.a. y

3.59 se vuelven a usar para evaluar las cantidades, composición y entalpia de las corrientes arriba del plato de alimentación.

3.3.3. CONTACTO CONTINUO. Para cuando la torre opera bajo reflujo total y para casos donde la volatilidad relativa  $\alpha$ , permanece constante, lo cual es cierto para mezclas que no presentan una desviación considerable de la ley de Raoult, entonces se tiene:

$$y = x \quad \text{para reflujo total}$$

$$y^* = \frac{\alpha x}{L + (\alpha - 1) x}$$

Al sustituir en la Ec. 2.69.a e integrar, se obtiene:

$$NTU = \frac{2.3}{\alpha - 1} \text{Log} \frac{Y_2 (1 - Y_1)}{Y_1 (1 - Y_2)} + 2.3 \text{Log} \frac{(1 - Y_1)}{(1 - Y_2)} \quad \text{-----} \quad (3.66)$$

### 3.4. EXTRACCION LIQUIDO-LIQUIDO.

En extracción líquido-líquido, los métodos de cálculo son de tipo gráfico a excepción de algunos casos especiales, los cuales se pueden simplificar y por consiguiente, utilizar un método analítico para su solución. Estas simplificaciones resultan al considerar lo siguiente:

i) Los componentes "A" y "B" (solventes) son completamente inmiscibles entre sí y permanecen cada uno en una fase, lo cual da por resultado una línea de operación recta.

ii) La línea de equilibrio es recta,  $y' = mx' + b$

3.4.1 Extracción en simple etapa. Si se cumple la ley de distribución ideal,  $y'_1 = mx'_1 + b$ . Entonces, sustituyendo el valor de  $y'_1$  en la Ec. 2.73 y efectuando operaciones resulta:

$$x'_1 = \frac{\left(x'_F - \frac{y'_S}{m} + \frac{b}{m}\right)}{\left(1 + \frac{Em}{A}\right)} + \frac{y'_E}{m} - \frac{b}{m} \quad (3.67)$$

Si  $b = 0$  la ecuación se simplifica a:

$$x'_1 = \frac{\left(x'_F - \frac{y'_S}{m}\right)}{\left(1 + \frac{Em}{A}\right)} + \frac{y'_S}{m} \quad (3.67.a)$$

Y, si además el agente extractor es solvente puro, entonces  $y'_S = 0$ , y:

$$x'_1 = \frac{1}{\left(1 + \frac{Em}{A}\right)} x'_F \quad (3.67.b)$$

3.4.2. Extracción simple en múltiple etapa. Si la relación de equilibrio está dada por  $y' = m x' + b$  y si se emplea la misma cantidad de solvente en cada etapa, se deduce que la cantidad de soluto no extraído en el refinado procedente de la última etapa es:

$$x'_n = \frac{\left(x'_F - \frac{y'_S}{m} + \frac{b}{m}\right)}{\left(1 + \frac{B}{A} m\right)^n} + \frac{y'_S}{m} - \frac{b}{m} \quad (3.68)$$

Si  $b = 0$  entonces:

$$x'_n = \frac{\left(x'_F - \frac{y'_S}{m}\right)}{\left(1 + \frac{B}{A} m\right)^n} + \frac{y'_S}{m} \quad (3.68.a)$$

$$n = \frac{\text{Log} \frac{x'_F - y'_S/m}{x'_n - y'_S/m}}{\text{Log} \left(1 + \frac{B}{A} m\right)} \quad (3.68.b)$$

Y, si además el agente extractor es solvente puro, entonces  $y'_S = 0$ , y:

$$x'_n = \frac{1}{\left(1 + \frac{B}{A} m\right)^n} x'_F \quad (3.68.c)$$

$$n = - \frac{\text{Log} (x'_n / x'_F)}{\text{Log} \left(1 + \frac{B}{A} m\right)} \quad (3.68.d)$$

En las ecuaciones anteriores  $Bm/A$  es el factor de extracción,  $\epsilon$ , y  $n$  el número de etapas requeridas. Las ecuaciones 3.68.b y 3.68.d pueden resolverse utilizando los nomogramas de las figuras 3.15 ó 3.16. Para una separación determinada ( $x'_n / x'_F = \text{cte}$ ) al aumentar el número de etapas disminuye la cantidad de solvente a emplear por unidad de alimentación,  $B/A$ .



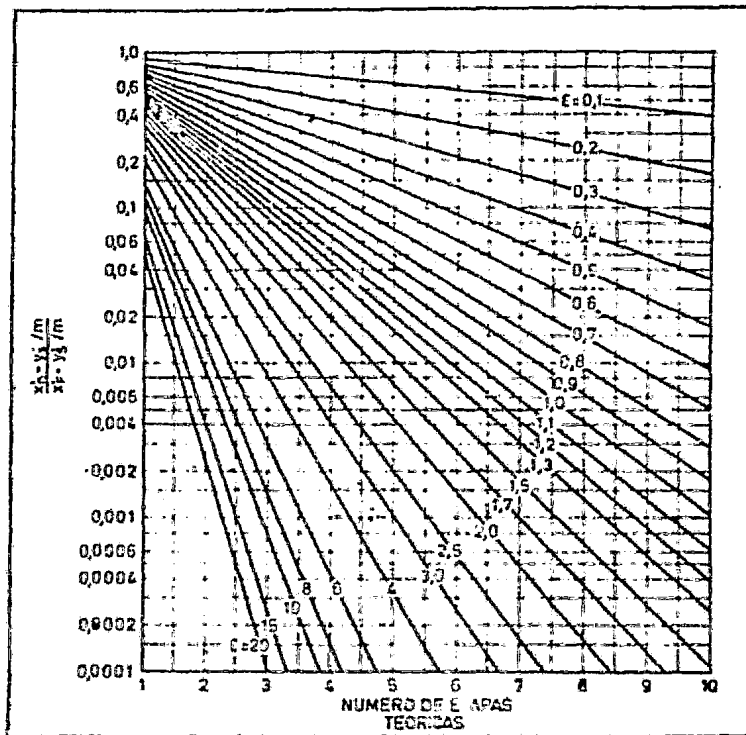


FIG. 3.15

3.4.3 Extracción en contracorriente en múltiple etapa. Si la pendiente de la línea de equilibrio es constante  $y' = mx' + b$ , el número de etapas está dado por:

$$\frac{x'_n - \frac{y'_s}{m} + \frac{b}{m}}{x'_F - \frac{y'_s}{m} + \frac{b}{m}} = \left( \frac{B}{A} \right)^{n+1} - 1 \quad (3.69)$$

Si  $b = 0$  se obtiene una ecuación equivalente a la de KREMSER para absorción:

$$\frac{x'_F - x'_n}{x'_F - y'_s/m} = \frac{\left( \frac{B}{A} \right)^{n+1} - \left( \frac{B}{A} \right)}{\left( \frac{B}{A} \right)^{n+1} - 1} \quad (3.69.a)$$

La cual puede resolverse con ayuda de la Fig. 3.11, utilizando -

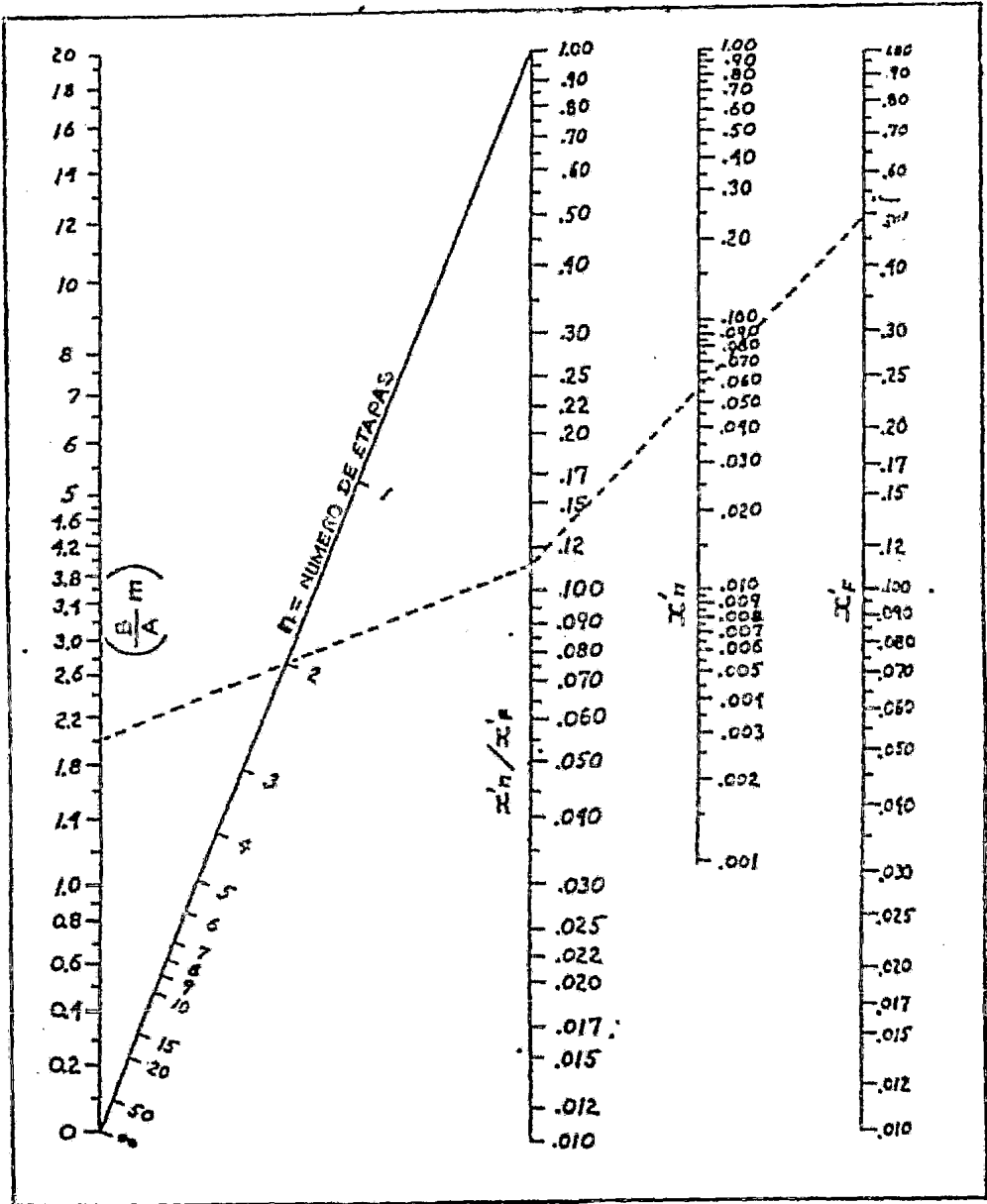


FIG. 3-16

$(x'_n - y'_s/m) / (x'_F - y'_s/m)$  como ordenada y  $Bm/A$  como parámetro.

3.4.4. Contacto continuo. Para soluciones diluidas, sólo los términos dentro de la integral, en las ecuaciones 2.87.c y 2.87.d, para  $N_{tOE}$  y  $N_{tOR}$  son importantes. Si además la línea de operación y de equilibrio ( $y=mx+b$ ) son rectas en el rango de concentración considerado, entonces la media logarítmica de la diferencia de concentraciones en los extremos del equipo se aplica:

$$N_{tOR} = \frac{x'_1 - x'_2}{(x' - x'^*)_M} = \frac{x_1 - x_2}{(x - x^*)_M} \text{ ----- (3.70)}$$

$$N_{tOE} = \frac{y'_1 - y'_2}{(y'^* - y')_M} = \frac{y_1 - y_2}{(y^* - y)_M} \text{ ----- (3.70.a)}$$

El uso de fracción mol como unidad de concentración en las ecuaciones 3.70 y 3.70.a está condicionada a que la relación  $R'/E'$  permanezca constante a lo largo del equipo. Si el término fuera de la integral en las ecuaciones 2.89 y 2.89.a es considerable, entonces se tiene que:

$$N_{tOR} = \frac{x'_1 - x'_2}{(x' - x'^*)_M} + \frac{1}{2} \ln \frac{1 + rx'_2}{1 + rx'_1} \text{ ----- (3.70.b)}$$

$$N_{tOE} = \frac{y'_1 - y'_2}{(y'^* - y')_M} + \frac{1}{2} \ln \frac{1 + ry'_1}{1 + ry'_2} \text{ ----- (3.70.c)}$$

Si la línea de equilibrio pasa por el origen ( $m=y^*/x = \text{cte}$ ) se utiliza un procedimiento similar al usado en absorción de gases

para dar:

$$N_{tOR} = \frac{\text{Ln} \left[ \frac{x_1 - y_2/m}{x_2 - y_2/m} \left( 1 - \frac{R'}{mE'} \right) + \frac{R'}{mE'} \right]}{1 - \frac{R'}{mE'}} \text{----- (3.70.d)}$$

$\frac{R'}{mE'}$  se utiliza cuando la concentración se expresa en fracción mol

6

$\frac{A}{mB}$  cuando se utiliza relación peso

La figura 3.10 representa la solución gráfica, utilizando  $(x_2 - y_2/m)/(x_1 - y_2/m)$  como ordenada y  $E'm/R'$  como parámetro.

TEMA 4.- METODOS DE SOLUCION GRAFICOS

4.1. Absorción de gases.

Determinación del número de unidades de transferencia.- Considérese el cálculo del número de unidades de transferencia requerido para un problema de absorción gaseosa en donde, por ejemplo:

$$N_{OG} = \int_{Y_1}^{Y_2} \frac{(1 - Y) \, \ln \, dy}{(1 - Y) (y^* - Y)} \quad \text{-----} \quad (4.1)$$

$$N_G = \int_{Y_1}^{Y_2} \frac{(1 - Y) \, \ln \, dy}{(1 - Y) (Y_i - Y)} \quad \text{-----} \quad (4.2)$$

Para la solución de estas dos ecuaciones se encuentran disponibles varios métodos:

4.1.1. Integración gráfica.- Una solución rigurosa de las dos ecuaciones citadas no es completamente posible en ausencia de las relaciones funcionales necesarias entre las diversas variables. No obstante, puede obtenerse una buena respuesta utilizando las técnicas de integración gráfica. Así que, se puede obtener la información necesaria para resolver las ecuaciones 4.1 y 4.2 como sigue:

- a) Graficando los datos de equilibrio sobre coordenadas x-y, y trazando la línea de operación en la misma gráfica. Así pues, en la figura 4.1 se aprecian la línea de equilibrio y la línea de operación con las composiciones terminales indicadas.
- b) Desplazándose hacia arriba de la columna, las fuerzas motrices locales  $(y_i - y)$  ó  $(y^* - y)$  y las concentraciones del componente no difusor  $(1 - y)$  pueden determinarse para cualquier va-

lor de  $y$ . Al repetir esta operación para varios valores de  $y$  entre  $y_1$  y  $y_2$  a través de la torre, se puede graficar, como en la figura 4.2, y así se obtendrán las informaciones necesarias para el cálculo del número de las unidades de transferencia como se establece en las ecuaciones 4.1 y 4.2. Este procedimiento es riguroso y está limitado solamente por la precisión de las técnicas gráficas.

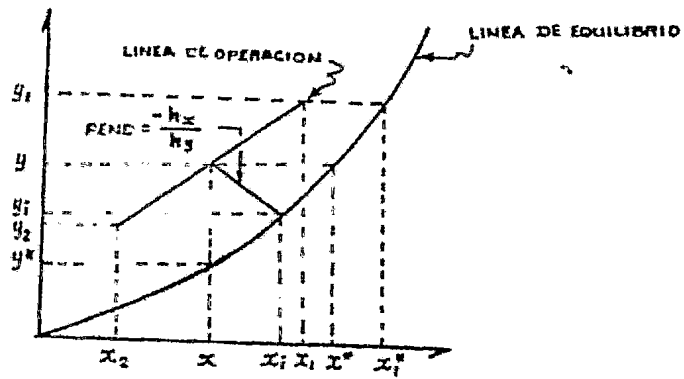


Figura 4.1. Diagrama x-y para absorción

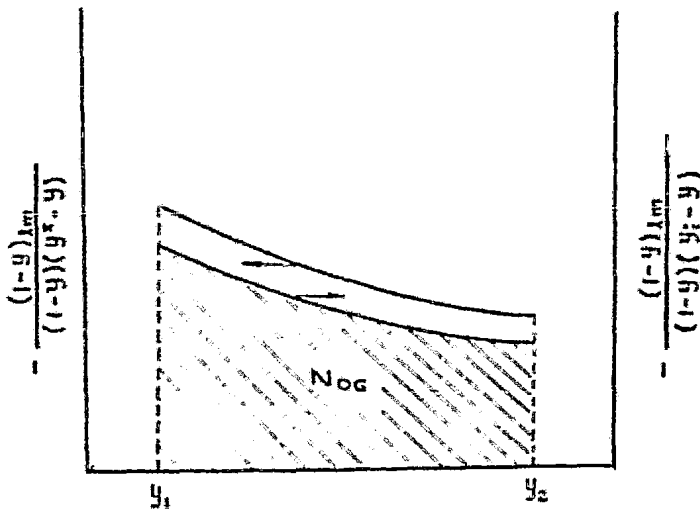


Figura 4.2. Integración gráfica para  $N_G$  o  $N_{OG}$

4.1.2. Simplificación de la integral.- En muchos casos de difusión a través de un componente discontinuo, tal como un gas, en absorción, se ha demostrado (Referencia 2B) que  $(1-y)_{lm}$  puede aproximarse mediante un promedio aritmético de  $(1-y)$  y de  $(1-y^*)$ . Si el pequeño error introducido por esta aproximación es aceptable, entonces la ecuación 4.1 se puede integrar como:

$$N_{OG} = \int_{y_1}^{y_2} \frac{dy}{(y^* - y)} + \frac{1}{2} \ln \frac{1-y_2}{1-y_1} \quad (4.3)$$

Normalmente, el término integral debe ser calculado gráficamente, pero es mucho más sencillo que la integración de la ecuación 4.1. En muchos casos, el último término de la ecuación 4.3 es despreciable, pero debe examinarse esta posibilidad en cada caso. A menudo son aproximadamente iguales  $(1-y)$  y  $(1-y)_{lm}$  para soluciones diluidas; así que, se puede suponer que se cancelan en la ecuación 4.1., resultando así nuevamente en la integral simplificada. De cualquier manera, se debe hacer hincapié en que las simplificaciones no pueden hacerse sin tomar en cuenta la exactitud de las suposiciones y el error que se va a encontrar.

Para hacer un resumen de los resultados en la simplificación de la ecuación 4.1., se tiene:

$$N_G = \int_{Y_1}^{Y_2} \frac{dy}{Y_1 - y} + \frac{1}{2} \ln \frac{1 - Y_2}{1 - Y_1} \quad (4.4)$$

$$N_{OG} = \int_{Y_1}^{Y_2} \frac{dy}{y^* - y} + \frac{1}{2} \ln \frac{1 - Y_2}{1 - Y_1} \quad (4.5)$$

$$N_L = \int_{x_1}^{x_2} \frac{dx}{x - x_i} + \frac{1}{2} \ln \frac{1 - x_2}{1 - x_1} \text{-----} \quad (4.6)$$

$$N_{OL} = \int_{x_1}^{x_2} \frac{dx}{x - x^*} + \frac{1}{2} \ln \frac{1 - x_2}{1 - x_1} \text{-----} \quad (4.7)$$

Las ecuaciones 4.4 a 4.7 están en términos de unidades de fracción molar, pudiendo utilizarse otras unidades. Por ejemplo, en términos de relaciones molares, se tiene:

$$N_G = \int_{Y_1}^{Y_2} \frac{dY}{Y_i - Y} - \frac{1}{2} \ln \frac{1 + Y_2}{1 + Y_1} \text{-----} \quad (4.8)$$

$$N_{OG} = \int_{Y_1}^{Y_2} \frac{dY}{Y^* - Y} - \frac{1}{2} \ln \frac{1 + Y_2}{1 + Y_1} \text{-----} \quad (4.9)$$

La selección de la ecuación que se va a usar es arbitraria pero es lógico para los propósitos de exactitud, utilizar la ecuación que incluye fuerzas motrices en términos de la resistencia principal. Esto es, si puede decirse que la fase gaseosa es la que controla, entonces la fuerza motriz a través de la fase gaseosa es grande, pudiendo determinarse con buena precisión, en este caso se recomienda el uso de la ecuación 4.4 o de la 4.8

4.1.3. Método gráfico de Baker.- Se ha definido una unidad de transferencia como:

$$N_G = 1 = \frac{Y_2 - Y_1}{(y^* - y) \text{ media}} \text{-----} \quad (4.10)$$



Un procedimiento gráfico sencillo para calcular el número de unidades de transferencia que se necesita para llevar a cabo un cierto cambio, ha sido el propuesto por Baker (Referencia (29)), el cual se basa en el uso de un promedio aritmético de las fuerzas motrices y en la suposición de que sobre toda la longitud de una unidad de transferencia tanto la línea de operación como la línea de equilibrio son esencialmente rectas. El procedimiento está ilustrado en la figura 4.3. La línea AB está localizada en la parte media (hacia arriba) entre las líneas de operación y de equilibrio, con lo que el cálculo se lleva a cabo como sigue: Empezando en el punto F, se traza una línea horizontal hasta tocar la línea AB, en el punto G, se extiende a una distancia igual a FG hasta H. Desde H se traza una línea vertical hasta la línea de operación en el punto M. FHM es una unidad de transferencia, puesto que proporciona un cambio en la composición de la fase, de  $y_M - y_F$ , el cual es igual a la fuerza motriz promedio KP. El procedimiento se continúa en esa forma hasta  $y_2$ . De manera que  $MN = NO$ , etc.

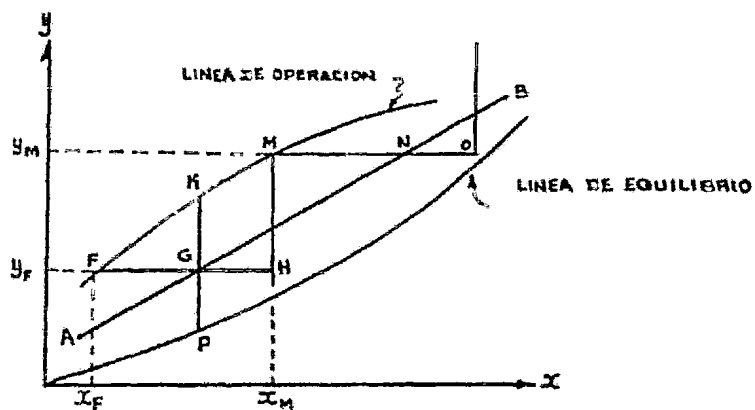


Figura 4.3. Cálculo gráfico de  $N_{OG}$  por el Método de Baker.

Cuando la resistencia predomina en la fase líquida, el procedimiento gráfico anterior debe modificarse trazando una línea horizontal a la mitad entre las líneas de operación y de equilibrio. Los pasos FG y GH deben hacerse verticalmente alejándose de la línea de operación en vez de hacerlo en forma horizontal.

4.1.4. Método gráfico de White.- Una construcción gráfica interesante sugerida por White (Referencia 30), permite manejar casos en los cuales la resistencia está dividida entre las fases. Este procedimiento está ilustrado en la figura 4.4 para el caso de resistencia únicamente en la fase gas. Un paso equivalente a una unidad de transferencia en fase gas se lleva a cabo en la forma siguiente: Comenzando en el punto P (coordenadas  $y_2, x_2$ ) sobre la línea de operación se traza una línea horizontal. Entonces se traza una línea vertical intersectando la línea horizontal en C, a la derecha de P. Los puntos A y E se localizan tal que  $CE = 3CD$  y  $CA = CD$ . La línea desde  $(y_2, x_2)$  hasta A intersecta la curva de equilibrio en H, y el paso hasta  $(y_1, x_1)$  se completa - trazando una línea a partir de H paralela a PE.

La validez de la construcción se comprueba si BH es igual al gradiente medio y al cambio en y. Se observa que  $BG = GH$  por triángulos semejantes. Puesto que HQ tiene 3 veces la pendiente de BQ,  $QJ = 3QF$  y  $QF = EG$ . De aquí que  $QK = BH$ , y se comprueba la construcción.

El método de White puede utilizarse para trazar unidades de transferencia en dirección de incremento o decremento de y. Es posible trazar una serie de triángulos ajustables para estar en correspondencia con las dos pendientes y pueden trazarse pasos

rápídamente en cualquiera de las dos direcciones localizando los triángulos sucesivamente.

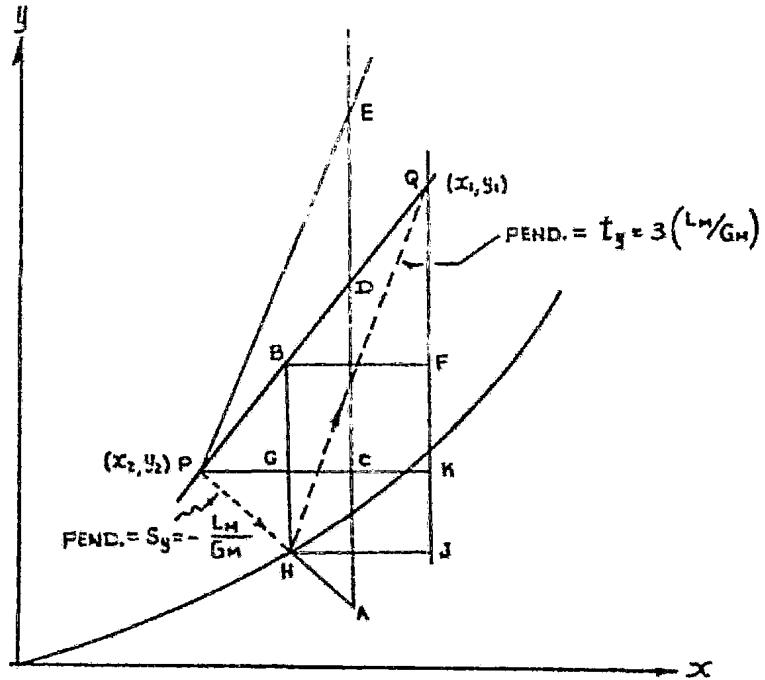


Figura 4.4 Determinación gráfica de  $N_{OG}$  por el Método de White.

El método de White incluye todas las variaciones entre resistencias de la fase líquida y de la fase gas. Para casos intermedios:

$$S_y = \frac{-L_M/G_M}{1 + 2H_L/H_G} \quad \text{-----} \quad (4.11)$$

$$t_y = \frac{3L_M/G_M}{1 - 2H_L/H_G} \quad \text{-----} \quad (4.12)$$

en donde:

$L_M$  = flujo de líquido por unidad de área.

$G_M$  = flujo de gas por unidad de área.

$H_L$  = altura de una unidad de transferencia fase líquida.

$H_G$  = altura de una unidad de transferencia fase gas.

En la figura 4.5 se muestra la determinación del número de unidades de transferencia para el caso en donde la resistencia se presenta en la fase líquida. Los pasos son como sigue:

Comenzando sobre la línea de operación en la concentración de entrada se traza una línea hacia arriba con pendiente negativa igual a  $L_M/G_M$  hasta la curva de equilibrio. Se sigue con una segunda línea hacia arriba con pendiente igual a  $1/3 (L_M/G_M)$  hasta la línea de operación. La intersección con la línea de operación completa una unidad de transferencia para la fase líquida. La construcción se continúa hasta la concentración de salida.

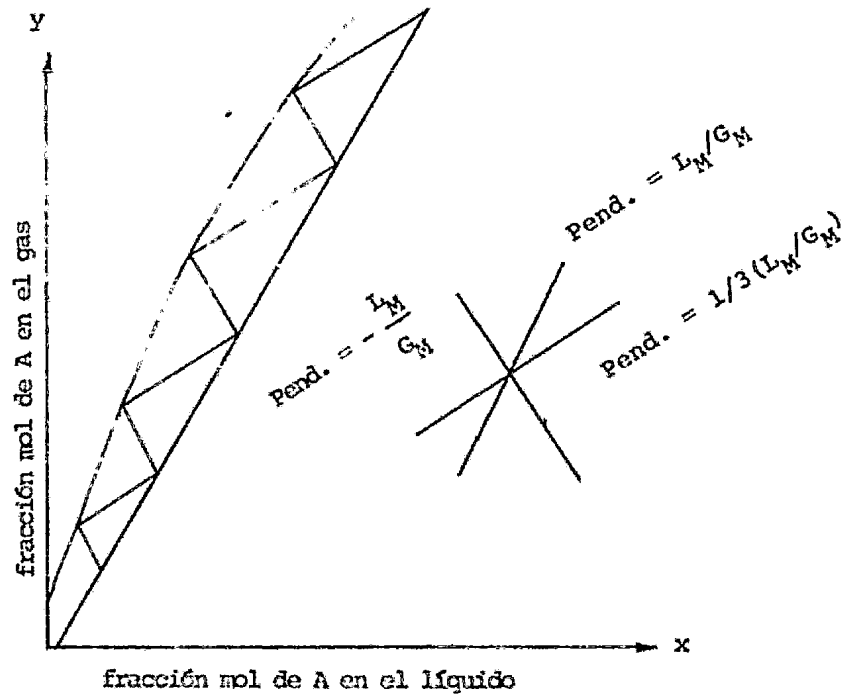


Figura 4.5 Determinación gráfica de  $N_{OL}$  por el método de White.

#### 4.2. Destilación.

En el capítulo 2 se obtuvieron las ecuaciones de las líneas de operación para las secciones de Rectificación y de Acotamiento:

$$y_{n+1} = \frac{L_M}{L_M + D} x_n + \frac{Dx_D}{L_M + D} \quad (4.13)$$

$$y_{m+1} = \frac{L_M}{\bar{L}_M - W} x_m - \frac{Wx_W}{\bar{L}_M - W} \quad (4.14)$$

Una variable importante en el análisis de columnas de rectificación es la relación de reflujo. En la práctica se utilizan dos definiciones diferentes, una de ellas corresponde al cociente entre el reflujo y el destilado, y la otra viene dada por la relación entre el reflujo y el vapor que asciende del plato superior. Las ecuaciones correspondientes a ambas relaciones son:

$$R_D = \frac{L_{M0}}{D} = \frac{G_{M1} - D}{D} \quad (4.15)$$

$$R_V = \frac{L_{M0}}{G_{M1}} = \frac{L_{M0}}{L_{M0} + D} \quad (4.16)$$

Si el numerador y el denominador de los términos del segundo miembro de la ecuación 4.13 se dividen por D, se obtiene:

$$y_{n+1} = \frac{R_D}{R_D + 1} x_n + \frac{x_D}{R_D + 1} \quad (4.17)$$

La ecuación 4.17 representa la línea de operación de la sección de rectificación. La ordenada en el origen de esta línea es  $x_D/(R_D+1)$ . La concentración  $x_D$  viene dada por las condiciones de

diseño, y  $R_D$ , la relación de reflujo, es una variable de operación que se puede controlar modificando la velocidad de flujo del líquido de reflujo para un determinado caudal del producto de cabeza.

Ahora se analizarán dos partes importantes de una columna de rectificación: el condensador y el calderín.

Condensador y plato superior.- El dispositivo más sencillo, y uno de los más frecuentemente utilizados, para obtener el producto de cabeza y el líquido de reflujo es el condensador total. Cuando se utiliza un condensador total las concentraciones del plato de cabeza y del líquido de reflujo que retorna a él son iguales y se pueden representar por  $x_D$ . El extremo de la línea de operación es en este caso el punto  $(x_D, x_D)$  que corresponde a la intersección de la línea de operación con la diagonal.

Cuando se utiliza un condensador parcial o desflemador, el líquido de reflujo no tiene la misma composición que el producto de cabeza o destilado, de forma que  $x_C \neq x_D$ . A veces se utilizan dos condensadores en serie; el primero de ellos es un condensador parcial que proporciona el reflujo y a continuación hay un condensador total que genera el producto líquido. El vapor que sale del condensador parcial tiene una composición  $y'$  que es igual a  $x_D$ . Puesto que el vapor que sale de un condensador parcial está normalmente en equilibrio con el líquido condensado, la composición  $y'$  del vapor es el valor de la ordenada de la curva de equilibrio correspondiente a la abscisa  $x_C$ ; el condensador parcial equivale por tanto a un estadio teórico adicional del sistema de destilación.

Plato inferior y calderín.- La acción del plato inferior de la columna es análoga a la del plato superior. Así, para flujo molar constante, la Ec. 4.14 se transforma en

$$y = \frac{\bar{L}_M}{\bar{L} - W} x - \frac{Wx_W}{\bar{L}_M - W} \quad (4.18)$$

sustituyendo  $y = x$  en esta ecuación y simplificando se obtiene que  $x = x_W$ .

La línea de operación de la sección de agotamiento corta a la diagonal en el punto  $(x_W, x_W)$ .

El tipo más común de calderín es en el que el vapor que se produce está en equilibrio con el líquido que sale como producto de cola. El extremo de la línea de operación es el punto  $(x_W, y_W)$ , siendo  $x_{NM}$  e  $y_W$  las concentraciones del líquido que abandona el plato inferior y del vapor procedente del calderín, respectivamente. El punto  $(x_W, y_W)$  está situado sobre la curva de equilibrio, y el calderín actúa como un plato ideal. En la figura 4.6 se representa la construcción gráfica correspondiente al calderín (Triángulo cde) y al plato inferior (Triángulo abc).



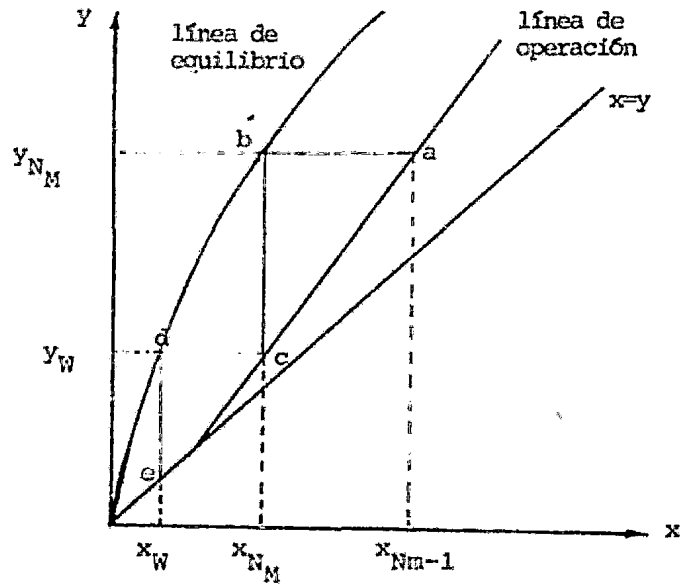


Figura 4.6 Construcción gráfica para el plato inferior y calderín. Triángulo cde, Calderín, Triángulo abc, plato inferior.

#### 4.2.1. Método gráfico de McCabe-Thiele (31)

Descripción del método:

1. Representar el diagrama de equilibrio y trazar sobre él las verticales para  $x_D$ ,  $x_F$  y  $w_W$  hasta su intersección con la diagonal.
2. Trazar la línea de alimentación.
3. Trazar las líneas de operación: la línea de rectificación a partir del punto  $(x_D, x_D)$  y con la ordenada al origen  $x_D/R_D+1$ . La línea de agotamiento a partir del punto  $(x_W, x_W)$  hasta su intersección con la línea de alimentación.
4. Trazar escalones rectangulares entre la línea de operación y la curva de equilibrio.
5. La construcción puede iniciarse indistintamente por la parte superior o inferior. Aquí se empieza por la parte superior y se utiliza un condensador total.

Al acercarse a la intersección de las líneas de operación, es preciso decidir cuándo las etapas tienen que pasar de la línea de rectificación a la de agotamiento. El cambio debe hacerse de tal manera que se obtenga el máximo enriquecimiento por plato y emplear así, el menor número de platos.

El plato de alimentación está siempre representado por el triángulo que tiene uno de sus vértices situado en la línea de rectificación y otro en la de agotamiento.

El trazo termina cuando la composición del líquido que sale del plato  $N_m$  sea menor o igual a  $x_W$ .

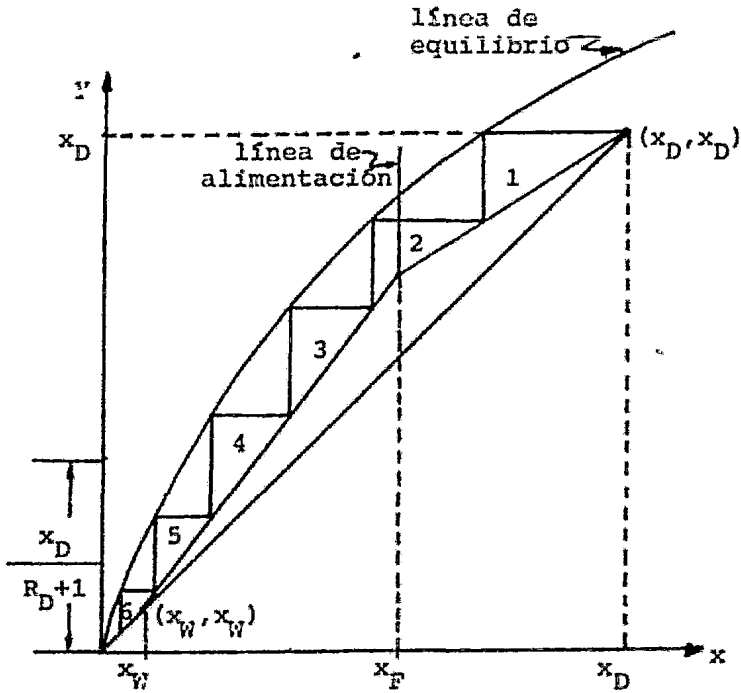


Figura 4.7.- Método Gráfico McCabe-Thiele

En la figura 4.7 se representa el método gráfico McCabe-Thiele. En este caso la columna consta de 6 platos ideales, siendo el plato No. 2 el de alimentación.

#### 4.2.2. Método gráfico Ponchon-Savarit. (32), (32.a)

Este método se basa en la utilización del diagrama entalpia-concentración en donde están incluidos calores latentes, calores sensibles y calores de mezcla. Este diagrama puede construirse en base másica o molar, y no es necesario utilizar unidades molares, puesto que este método no se limita a considerar la constancia en flujos molares de ambas fases.

En la figura 4.8 se presenta un diagrama entalpia-concentración para las mezclas de amoníaco y agua a la presión constante de 10 atm. La abscisa de un punto cualquiera de la figura 4.8 es la concentración, en fracción masa de amoníaco (el componente más volátil) en una mezcla de amoníaco y agua, y la ordenada es la entalpia específica en Btu/lb de mezcla. Las entalpías están basadas en un estado de referencia elegido arbitrariamente. En la figura 4.8 el estado de referencia del agua líquida es 32°F y 1 atm. Puesto que, a presión constante, la entalpia de una libra de líquido saturado o de vapor saturado depende solamente del punto de ebullición, y éste a su vez únicamente de la concentración, estas entalpías se pueden representar como funciones de la concentración. En la figura 4.8 se trazan curvas correspondientes a las entalpías específicas del líquido y el vapor saturados. La entalpia del vapor saturado se representa por  $H_y$  y la del líquido saturado por  $H_x$ , ambas en BTU por libra de mezcla. Por consiguiente, la línea del líquido saturado es una representación de  $H_x$  frente a  $x$ , y la línea del vapor saturado una representación de  $H_y$  frente a  $y$ . La abscisa del diagrama se utiliza tanto para  $x$  como

para  $y$  , la fracción masa del componente más volátil en el líquido y vapor, respectivamente. El diagrama entalpia-concentración se llama también diagrama Hxy. Todos los puntos situados por encima de la línea del vapor saturado representan vapor sobrecalentado; los puntos comprendidos entre las dos líneas corresponden a mezclas de vapor y líquido saturados; y los puntos situados por debajo de la línea del líquido saturado representan líquidos que están por debajo de sus temperaturas de ebullición. Las isoterma de la región del líquido representan la entalpia de mezclas líquidas en función de la temperatura y la concentración.

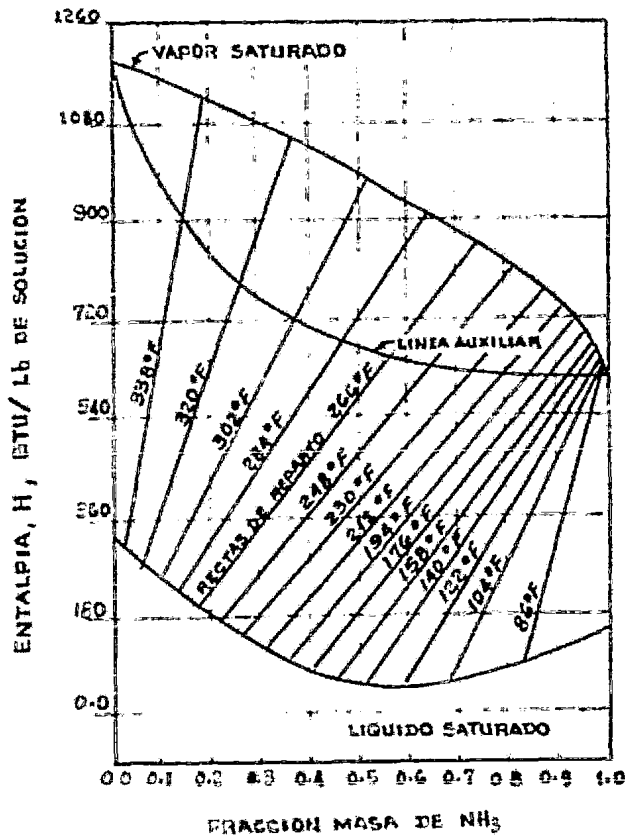
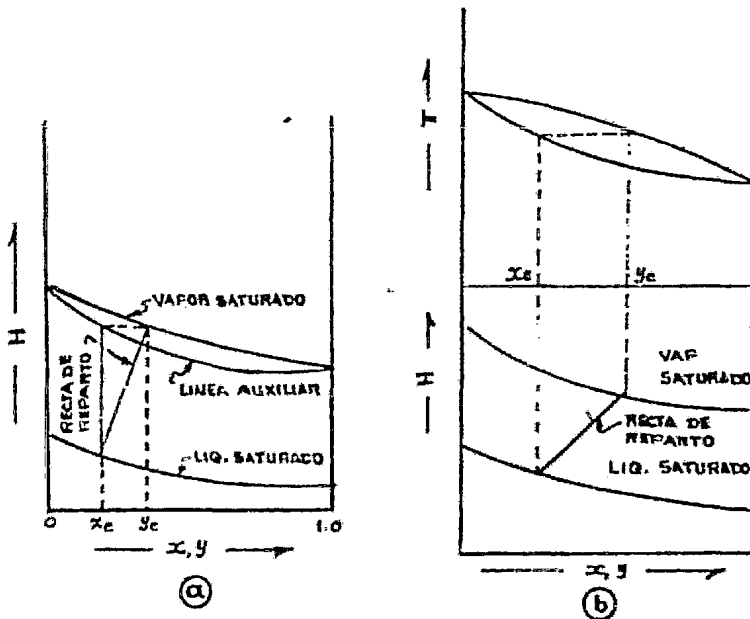


Figura 4.8 Diagrama entalpia-concentración para sistema amoniaco-agua a 10 atm.

El equilibrio entre las fases de líquido y vapor viene dado por las rectas que unen la línea del líquido saturado y la del vapor saturado. Estas rectas se llaman rectas de reparto. Los extremos de una recta de reparto cualquiera representan los valores correspondientes de  $x_e$  e  $y_e$ , las coordenadas de un punto situado sobre la curva de equilibrio. Cada recta de reparto es una isoterma de la región de dos fases. Las rectas de reparto de la figura 4.8 corresponden a las líneas horizontales situadas entre las curvas del punto de burbuja y el punto de rocío de un diagrama de punto de ebullición.

El número de rectas de reparto es infinito, y en la figura 4.8 se representan solamente algunas. Para trazar otras rectas de reparto se puede hacer una interpolación gráfica, y, si se desea una mayor exactitud, se puede utilizar una construcción como la de la figura 4.9.a. Para cada recta de reparto se obtiene un punto como el a, hallando la intersección de la vertical que pasa por  $x_e$  con la horizontal que pasa por  $y_e$ . La línea auxiliar que se representa en la figura 4.8 se traza de esta forma, y una línea de reparto cualquiera se puede trazar simplemente efectuando la construcción inversa. Otra forma adecuada de obtener rectas de reparto consiste en trazar un diagrama auxiliar temperatura-composición en el diagrama entalpia-composición, tal como se indica en la figura 4.9.b. Las rectas de reparto se obtienen así mediante una construcción sencilla.



**Figura 4.9** Métodos para la construcción de rectas de reparto: a) Utilizando la línea auxiliar. b) Utilizando el diagrama temperatura-composición.

Balance global de entalpía en una columna de rectificación.-

Considérese un balance global de entalpía aplicado al sistema que se representa en la figura 2.6. Todas las magnitudes indicadas se representan en la figura 4.10. Tanto el producto de cabeza, como el de cola están a sus respectivas temperaturas de ebullición, de forma que los puntos D y W están situados sobre la línea del líquido saturado. La condición térmica de la alimentación puede variar desde un líquido frío hasta un vapor sobrecalentado. En la figura 4.10 la alimentación es una mezcla de vapor y líquido.

El proceso global es una escisión no adiabática de la alimentación para dar un producto de cabeza y otro de cola.

Para utilizar la construcción adiabática en la figura 4.10 hay que corregir la corriente D en  $-Q_C$ , el calor retirado en el condensador, y la corriente W en  $Q_B$ , la cantidad de calor añadida en el calderín:

$$Q' = H_{LD} - Q_C = H_{LD} + Q_C \quad \text{-----} \quad (4.19)$$

$$Q'' = H_{LW} - \frac{Q_B}{W} \quad \text{-----} \quad (4.20)$$

Los puntos  $\Delta D$  y  $\Delta W$  representan las corrientes corregidas. Puesto que con estas corrientes el proceso es adiabático, los puntos  $\Delta D$ , F y  $\Delta W$  están situados sobre una recta que puede llamarse línea de entalpía global.

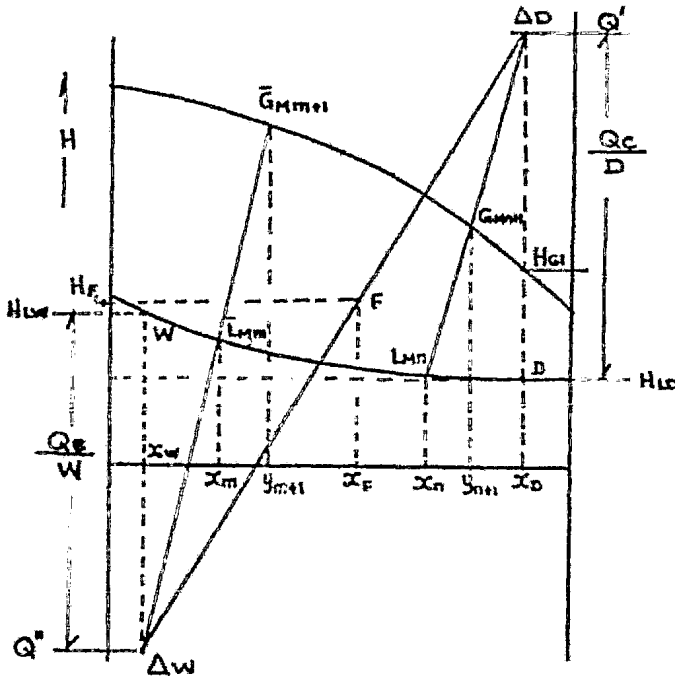


Figura 4.10 Construcción de las líneas de operación de entalpía y entalpía global.



Para unas determinadas corrientes de alimentación y productos, solamente uno de los efectos caloríficos  $-Q_C$  o  $Q_B$  es independiente y puede elegirse arbitrariamente en el diseño u operación. Generalmente se elige  $-Q_C$ , que queda determinado cuando se establece una determinada relación de reflujo en la parte superior de la columna. De acuerdo con el principio de la regla de la palanca, la relación de reflujo es:

$$R_D = \frac{Q' - H_{G1}}{H_{G1} - H_{L0}} \quad (4.21)$$

Siendo  $H_{G1}$  la entalpía específica del vapor que saliendo del plato 1 va al condensador.

i) Descripción del Método Ponchon-Savarit utilizando rectas de reparto:

- a) Situar el punto F a partir de la concentración y la temperatura de la alimentación sobre el diagrama H-xy.
- b) Localizar los puntos D y W sobre la línea del líquido saturado dados  $x_D$  y  $x_W$ .
- c) Obtener el punto  $\Delta D$  a partir de la relación de reflujo: Obtener  $H_{G1}$  y  $H_{L0}$  del diagrama, obtener de la ecuación 4.21 el valor de  $Q'$ .
- d) Obtener  $Q''$  con la intersección de la línea de entalpía global que pasa por los puntos  $\Delta D$  y F con la línea  $x_W$ .
- e) Representar el punto  $G_{M1}$  sobre la línea del vapor saturado para  $y_1 = x_D$ .

- f) A partir del punto  $G_{M1}$  localizar el punto  $L_{M1}$  sobre la línea de líquido saturado, mediante la adecuada recta de reparto.
- g) La intersección de una recta que une los puntos  $\Delta D$  y  $L_1$  con la curva de vapor saturado, fija el punto  $G_{M2}$ .
- h) Continuar obteniendo  $L_{M2}$ ,  $G_{M3}$ , etc. hasta que  $L_{Mn}$  se encuentre a la izquierda de la línea  $\Delta D F \Delta W$ .
- i) Trazar la siguiente línea de operación desde  $\Delta W$  fijando así el punto  $\bar{G}_{Mn+1}$  sobre la línea de vapor saturado.
- j) A partir del punto  $\bar{G}_{Mn+1}$  situar el punto  $\bar{L}_{Mn+1}$  mediante una recta de reparto.
- k) Continuar el procedimiento hasta que  $x_{Nm}$  sea menor o igual a  $x_W$ .

En la figura 4.11 se ilustra el método anterior.

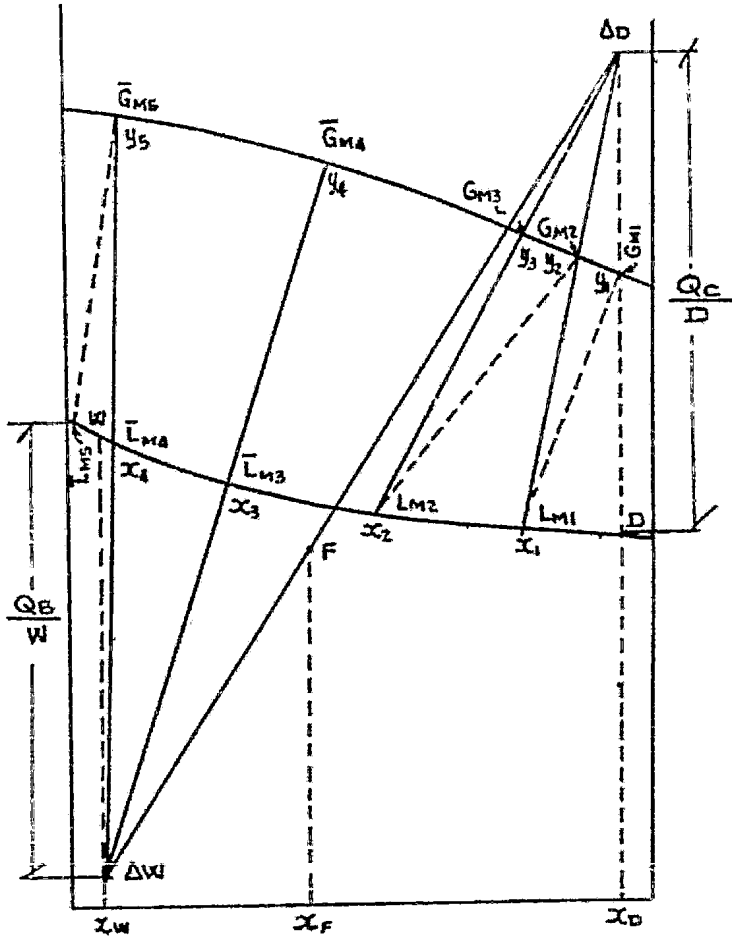


Figura 4.11.- Método Gráfico Ponchon-Savarit  
utilizando rectas de reparto

ii) Descripción del Método Ponchon-Savarit utilizando la línea auxiliar.

- a) A partir de la concentración y la temperatura de la alimentación fijar el punto F sobre el diagrama H-xy.
- b) Localizar los puntos D y W sobre la línea del líquido saturado, dados  $x_D$  y  $x_W$ .
- c) Obtener el punto  $\Delta_D$  a partir de la relación de reflujo: obtener  $H_{G1}$  y  $H_{L0}$  del diagrama, obtener el valor  $Q'$  de la ecuación 4.21
- d) Obtener  $Q''$  con la intersección de la línea de entalpía global que pasa por los puntos  $\Delta_D$  y F con la línea  $x_W$ .
- e) Representar el punto  $G_{M1}$  sobre la línea del vapor saturado para  $y_1 = x_D$ .
- f) A partir de  $G_{M1}$  trazar una recta horizontal hasta la línea auxiliar, fijando el punto  $A_1$ .
- g) A partir de  $A_1$  trazar una recta vertical hacia abajo hasta la línea del líquido saturado fijando el punto  $L_{M1}$ .
- h) La intersección de una recta que une los puntos  $\Delta_D$  y  $L_{M1}$  con la línea de vapor saturado fija el punto  $G_{M2}$ .
- i) Continuar obteniendo  $L_{M2}$ ,  $G_{M3}$ ,  $L_{M3}$ , etc. hasta que  $L_{Mn}$  se encuentre a la izquierda de la línea  $\Delta_D F \Delta_W$ .
- j) Trazar la recta  $\Delta_W \bar{L}_{Mn}$  y prolongarla hasta la curva del vapor saturado fijando el punto  $\bar{G}_{Mn+1}$ .
- k) A partir de  $\bar{G}_{Mn+1}$  obtener  $\bar{L}_{Mn+1}$  utilizando la línea auxiliar de igual forma que en la sección de rectificación.
- l) Continuar el procedimiento hasta que  $x_{Mn}$  sea menor o igual a  $x_W$ .

En la figura 4.11 a) se ilustra este método.

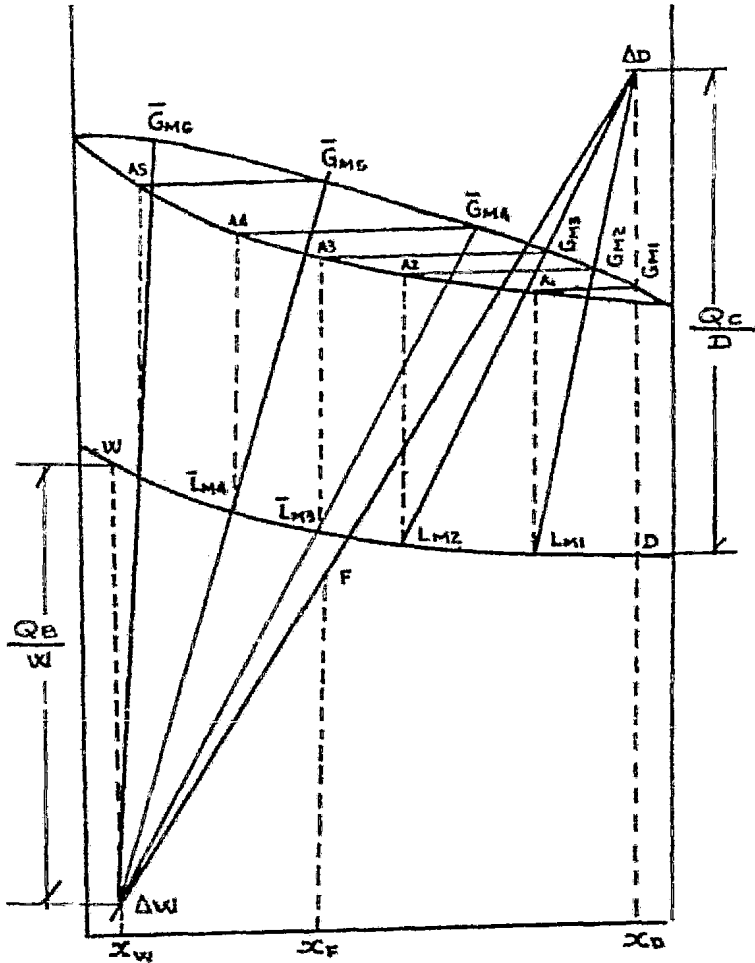


Figura 4.11 a) Método Ponchon-Savarit utilizando la línea auxiliar.

4.2.3. Método gráfico modificado de McCabe-Thiele para sistemas con componentes de diferentes calores de vaporización. (I)  
(G.T. Fisher, Ref. (33)).

Este método se utiliza en vez del método conocido de McCabe-Thiele cuando la suposición de que los componentes tienen igual calor de vaporización originaría un error considerable.

En la práctica de destilación se encuentran muchos sistemas en donde los calores de vaporización de los componentes no son iguales. Algunos ejemplos de tales sistemas se muestran en la tabla 4.1, en donde se utiliza el punto de ebullición normal.

El cálculo del número de platos teóricos en una columna de rectificación para cualquiera de estos sistemas requiere el uso del método un poco tedioso de Ponchon-Savarit.

Aquí se deduce un método que permite el uso de una gráfica de datos de equilibrio  $x$ - $y$  y una línea de operación similar a la utilizada en el McCabe-Thiele.

El método toma en cuenta la diferencia entre los calores de vaporización de los componentes del sistema. Entonces se puede calcular el número de platos utilizando un diagrama en fracción peso o en fracción molar. Para casos en donde se dispone de datos de equilibrio en fracción peso es más simple y son necesarios menos cálculos que si los datos se transformaran a fracción mol para utilizar el método convencional de McCabe-Thiele.

El método aquí descrito requiere el uso de una línea curva de

operación. Existen muchas variantes al método usual McCabe-Thiele que también requieren utilizar una línea curva de operación en coordenadas no lineales. Por ejemplo, Robinson y -- Gilliland (Ref. 34) sugieren el uso de gráficas con escala logarítmica en las regiones de concentración cercana a la unidad de cada componente. Otros investigadores usaron escalas de probabilidad. Todos estos métodos requieren el uso de gráficas no lineales y la línea de operación con las suposiciones del McCabe-Thiele es curva en cada caso. El uso de éste método con cualquiera de esas gráficas no lineales no requiere más trabajo que el cálculo usual de McCabe-Thiele.

TABLA 4.1. SISTEMAS CON CALORES DE VAPORIZACION DIFERENTES.

SISTEMA	$g = \lambda_B / \lambda_A$
1. Amoniaco-Agua	1.75
2. Acetona-Agua	1.35
3. Agua-Glicol	1.22
4. Acido Acético-Agua	1.68
5. Acido Acético-Glicol	2.04
6. Metanol-Glicol	1.42
7. Pentano-Etanol	1.50
8. Acetona-Glicol	1.65

Deducción del Método.

El análisis de un balance de calor en un plato de una columna de destilación según McCabe y Smith (Ref. (31) ), indica que el contenido de calor latente del vapor entrando y saliendo del plato debe ser igual. Esto resulta si se supone que los efectos de calor sensible de las corrientes que entran al plato se cancelan entre sí, además de que, no existe calor de mezclado y la columna es adiabática. Además de estas suposiciones, se asume también que los calores latentes de vaporización de los componentes de la mezcla son iguales y de aquí que el flujo de vapor es constante de plato a plato.

En vez de suponer que el flujo de vapor es constante en cada plato, es posible escribir una expresión para el contenido de calor latente del plato  $n+1$ , el cual es constante para toda  $n$ :

$$\left[ y_{n+1} \lambda_A + (1 - y_{n+1}) \lambda_B \right] G_{Mn+1} = K \text{ ----- (4.22)}$$

Considérese una columna de destilación convencional con alimentación al centro, con condensador total y reboilador como se presenta en la figura 4.12



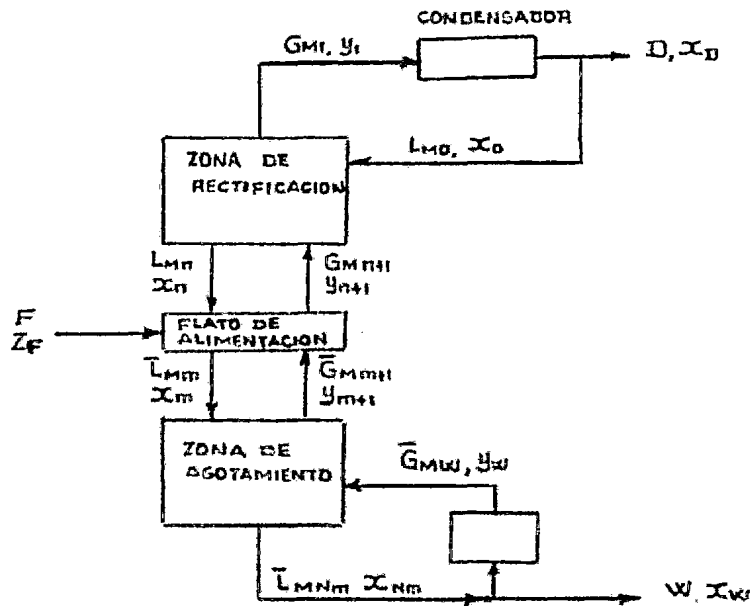


Figura 4.12 Unidad de separación convencional.

Un balance de materia en el condensador proporciona:

$$G_{M1} = L_{M0} + D = \left( \frac{L_{M0}}{D} + 1 \right) D = (R + 1)D \quad (4.23)$$

Como es un condensador total.

$$y_1 = x_0 = x_D \quad (4.24)$$

Si la ecuación 4.22 se aplica al primer plato y se combina con las ecuaciones 4.23 y 4.24 se obtiene:

$$\begin{aligned} [y_1 \lambda_A + (1 - y_1) \lambda_B] G_{M1} &= R \\ &= [x_D \lambda_A + (1 - x_D) \lambda_B] D(R+1) \end{aligned} \quad (4.25)$$

Las ecuaciones 4.22 y 4.25 pueden resolverse para  $G_{Mn+1}$  y como  $g = \lambda_B / \lambda_A$  se tiene:

$$G_{Mn+1} = D(R+1) \frac{g - (g-1)x_D}{g - (g-1)y_{n+1}} \quad (4.26)$$

Los balances de materia en la zona de rectificación son:

$$G_{Mn+1} Y_{n+1} = L_{Mn} x_n + Dx_D \quad (4.27)$$

$$G_{Mn+1} = L_{Mn} + D \quad (4.28)$$

combinando las ecuaciones 4.27 y 4.28 se tiene:

$$Y_{n+1} = x_n + \frac{D(x_D - x_n)}{G_{Mn+1}} \quad (4.29)$$

combinando la ecuación 4.29 con la ecuación 4.26 puede obtenerse la ecuación factorizada para  $y_{n+1}$  :

$$Y_{n+1} * \left[ 1 + \frac{(g-1)(x_D - x_n)}{(R+1)[g - (g-1)x_D]} \right] = x_n + \frac{g(x_D - x_n)}{(R+1)[g - (g-1)x_D]} \quad (4.30)$$

La ecuación 4.30 es la ecuación de la línea de operación para la zona de rectificación, con la que es posible calcular la  $P_{Dmin.}$ , con  $x_F$  e  $y_F$  determinadas por las condiciones de alimentación.

Para la sección de agotamiento los balances son:

$$\bar{G}_{Mn+1} Y_{m+1} = \bar{L}_{Mn} x_m - Wx_W \quad (4.31)$$

$$\bar{G}_{Mn+1} = \bar{L}_{Mn} - W \quad (4.32)$$

combinando las ecuaciones 4.31 y 4.32 se tiene:

$$Y_{m+1} = x_m + \frac{W}{\bar{G}_{Mn+1}} (x_m - x_W) \quad (4.33)$$

. Un balance de materia en el rehervidor proporciona:

$$\bar{G}_{MW} = \bar{L}_{MNm} - W = SW \quad \text{-----} \quad (4.34)$$

en donde S = relación de ebullición y fondos; como es un reher-  
vidor total:

$$x_{Nm} = x_W = y_W \quad \text{-----} \quad (4.35)$$

En forma similar a la sección de enriquecimiento, la ecuación 4.22 se aplica al plato m+1 y al rehervidor. Las ecuaciones resul-  
tantes se resuelven para  $\bar{G}_{Mm+1}$  obteniéndose:

$$\bar{G}_{Mm+1} = \frac{SW [g - (q-1)x_W]}{[g - (q-1)y_{m+1}]} \quad \text{-----} \quad (4.36)$$

Combinando las ecuaciones 4.33 y 4.36 se obtiene la ecuación fac-  
torizada para  $y_{m+1}$

$$y_{m+1} * \left\{ 1 + \frac{(q-1)(x_m - x_W)}{S [g - (q-1)x_W]} \right\} \\ = x_m + \frac{g(x_m - x_W)}{S [g - (q-1)x_W]} \quad \text{-----} \quad (4.37)$$

La ecuación 4.37 constituye la ecuación de la línea de ope-  
ración para la zona de aqotamiento.

Para una columna con la alimentación en el centro las rela-  
ciones R y S no son independientes. Un balance total de calor  
para la columna considerando únicamente los efectos de calor la-  
tente es:

$$[Y_F \lambda_A + (1-Y_F) \lambda_B] F F + [Y_W \lambda_A + (1-Y_W) \lambda_B] \bar{G}_{MW} \\ = [Y_1 \lambda_A + (1-Y_1) \lambda_B] G_{M1} \quad \text{-----} \quad (4.38)$$

Mediante las ecuaciones 4.23, 4.24, 4.34 y 4.35, puede obtenerse S en términos de R:

$$S = \frac{[g - (g-1)x_D] (R+1) (D/F) - [g - (g-1)y_F] f}{[g - (g-1)x_W] (W/F)} \quad (4.39)$$

Los balances totales de materia en la columna son

$$F = D + W \quad \text{-----} \quad (4.40)$$

$$FZ_F = Dx_D + Wx_W \quad \text{-----} \quad (4.41)$$

de los cuales se obtiene:

$$\frac{D}{F} = \frac{Z_F - x_W}{x_D - x_W} \quad \text{-----} \quad (4.42)$$

$$\frac{W}{F} = \frac{x_D - Z_F}{x_D - x_W} \quad \text{-----} \quad (4.43)$$

La composición del vapor en la alimentación es:

$$y_F f + x_F (1-f) = Z_F \quad \text{-----} \quad (4.44)$$

Rearreglando:

$$y_F = - \frac{1-f}{f} x_F + \frac{Z_F}{f} \quad \text{-----} \quad (4.45)$$

Esta es la ecuación de la línea de alimentación en el método McCabe-Thiele. Si esta línea recta se grafica en el diagrama x-y, la intersección con la línea de equilibrio determina la composición del vapor en la alimentación,  $y_F$  como se ve en la Figura 4.13

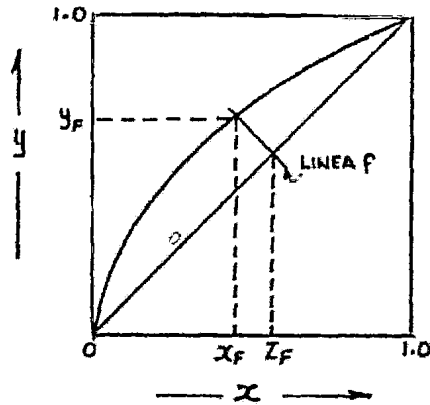


Figura 4.13 Determinación de la composición del líquido y del vapor en la corriente de alimentación.

Las ecuaciones para las dos líneas de operación son de aquí determinadas. Las líneas de operación son curvas y de aquí que deben graficarse de puntos calculados. O sea, para varios valores supuestos de  $x_n$  o  $x_m$ , se calculan valores de  $y_{n+1}$  o  $y_{m+1}$  a partir de las ecuaciones 4.30 y 4.37. Una vez que se grafican las líneas de operación se determina el número de etapas en la forma usual.

Aunque parece que se involucran muchos pasos en el cálculo, son los mismos que para el método usual McCabe-Thiele excepto por las líneas curvas de operación.

Todos los balances de materia y entalpía y ecuaciones deducidas pueden usarse con unidades de fracción mol o de fracción masa. Aunque las relaciones  $R$  y  $S$  son las mismas en las dos series de

unidades, la fracción vaporizada de la alimentación es diferente en los dos sistemas de unidades.

Aunque las ecuaciones han sido deducidas para un condensador total y rehervidor total, si se usa un condensador parcial y/o un rehervidor de equilibrio las ecuaciones son aún válidas.

#### 4.2.4. Método Modificado de McCabe-Thiele. (II)

(I. Neretnieks, I. Ericson, S. Eriksson, Ref. 35 )

Frecuentemente se encuentran sistemas con calores de vaporización de los componentes, que, expresados en unidades molares o másicas son diferentes, y por tanto, no es posible utilizar el método usual de McCabe-Thiele directamente. Introduciendo un nuevo sistema de unidades, en el que los calores de vaporización de los componentes son iguales el problema se resuelve en una forma sencilla.

Considérese un factor  $N$  que introduciéndolo, los componentes tendrán el mismo calor de vaporización  $\bar{\lambda}$  en el nuevo sistema de unidades; de aquí que para el componente A,  $N_A = \bar{\lambda} / \lambda_A$  y para el componente B,  $N_B = \bar{\lambda} / \lambda_B$ . Ahora es posible hacer los cálculos usando el nuevo sistema de unidades en velocidades de flujo, concentraciones y entalpías. Como los calores de vaporización

$\bar{\lambda} = H_G - H_L$  son iguales, el flujo de vapor en las ecuaciones 4.46 y 4.47 es constante.

En la sección de agotamiento:

$$\bar{V}_n = \frac{\bar{B}(\bar{H}_n + 1 - h_B) + Q_B}{\bar{H}_n - \bar{H}_n + 1} = \frac{Q_B}{\bar{H}_n - \bar{H}_n} = \frac{Q_B}{\bar{H}} = \bar{V}_S \quad \dots\dots\dots (4.46)$$

En la sección de rectificación:

$$\bar{V}_m = \frac{\bar{D}(\bar{H}_D - \bar{H}_m + 1) + Q_D}{\bar{H}_m + \bar{H}_m + 1} = \frac{Q_D}{\bar{H}_m - \bar{H}_m} = \bar{V}_R \quad \dots\dots\dots (4.47)$$

A continuación se deducen las transformaciones para expresar composiciones y velocidades de flujo en las nuevas unidades.

Las composiciones en el nuevo sistema de unidades se denotan por letras testadas  $\bar{x}$  y  $\bar{y}$ . Si la composición de a en las unidades usuales es  $x_a \cdot L/\bar{L}N_a$  y de b es:  $(1 - x_a) \cdot L/N_b\bar{L}$ .

La composición  $\bar{x}_a$  es entonces:

$$\begin{aligned}\bar{x}_a &= \frac{x_a/N_a}{x_a/N_a + (1-x_a)/N_b} = \frac{x_a}{x_a + (1-x_a) \cdot N_a/N_b} \\ &= \frac{x_a}{x_a + (1-x_a)\mu_b} \dots\dots\dots (4.48)\end{aligned}$$

La transformación inversa es:

$$x_a = \frac{\mu_b \bar{x}_a}{1 - (1-\mu_b) \bar{x}_a} \dots\dots\dots (4.49)$$

y en la misma forma:

$$\bar{y}_a = \frac{y_a}{y_a + (1-y_a) \cdot \mu_b} \dots\dots\dots (4.50)$$

Las ecuaciones en las nuevas unidades para las líneas de operación son:

Sección de Agotamiento:

$$\bar{y}_n = \frac{\bar{L}_s}{\bar{V}_s} \cdot \bar{x}_{n+1} - \frac{\bar{B}}{\bar{V}_s} \cdot \bar{x}_B \dots\dots\dots (4.51)$$

Sección de Rectificación:

$$\bar{y}_m = \frac{\bar{L}_r}{\bar{V}_r} \cdot \bar{x}_{m+1} + \frac{\bar{D}}{\bar{V}_r} \cdot \bar{x}_D \dots\dots\dots (4.52)$$

en donde  $\bar{V}$  y  $\bar{L}$  son constantes.

Las ecuaciones 4.51 y 4.52 pueden ahora utilizarse en la forma usual en un diagrama McCabe-Thiele, el cual debe estar basado



en las nuevas unidades  $\bar{x}$  y  $\bar{y}$ .

La ecuación de la línea de alimentación es:

$$\bar{y}_a = \frac{\bar{q}}{\bar{q} - 1} \bar{x}_a - \frac{\bar{x}_{aF}}{\bar{q} - 1} \dots\dots\dots (4.53)$$

en donde:

$$\bar{q} = \frac{\bar{H}_F - \bar{h}_F}{\bar{\lambda}} = \frac{H_F - h_F}{\lambda} \dots\dots\dots (4.54)$$

Siendo

H = entalpía de la fase vapor en la alimentación

h = entalpía de la fase líquida en la alimentación

$\lambda$  = calor de vaporización

También pueden determinarse velocidades de flujo en las unidades usuales haciendo las siguientes transformaciones:

$$\phi = \frac{\bar{z}_a \cdot N_a}{z_a} \cdot \bar{\phi} \dots\dots\dots (4.55)$$

en donde:

$\phi$  = Velocidad de flujo

Z = Composición

N = Factor de corrección

Para un condensador total

$$\frac{R}{D} = \frac{\bar{R}}{\bar{D}} \dots\dots\dots (4.56)$$

Cuando la volatilidad relativa  $\alpha$  es constante, la curva de equilibrio no necesita recalcularse en el nuevo sistema de unidades, ya que las curvas son idénticas, o sea, los valores de  $y$  e  $\bar{y}$  son los mismos para  $x = \bar{x}$ .

Para un sistema en donde la volatilidad relativa  $\alpha$  es constante:

$$y = \frac{\alpha x}{1 + (\alpha - 1)x} \dots\dots\dots (4.57)$$

de las ecuaciones 4.57 y 4.49:

$$y = \frac{\alpha \mu_b \bar{x} / [1 - (1 - \mu_b) \bar{x}]}{1 + (\alpha - 1) \mu_b \bar{x} / [1 - (1 - \mu_b) \bar{x}]} \dots\dots\dots (4.58)$$

resultando:

$$y = \frac{\alpha \mu_b \bar{x}}{1 - \bar{x} + \alpha \mu_b \bar{x}} \dots\dots\dots (4.59)$$

Combinando las ecuaciones 4.50 y 4.59 la relación de equilibrio expresada en el nuevo sistema de unidades es:

$$\bar{y} = \frac{\alpha \mu_b \bar{x} (1 - \bar{x} + \alpha \mu_b \bar{x})}{\alpha \mu_b \bar{x} / (1 - \bar{x} + \alpha \mu_b \bar{x}) + \mu_b - [\alpha \mu_b^2 \bar{x} / (1 - \bar{x} + \alpha \mu_b \bar{x})]} \dots\dots (4.60)$$

resultando

$$\bar{y} = \frac{\alpha \bar{x}}{1 + (\alpha - 1) \bar{x}} \dots\dots\dots (4.61)$$

De aquí que, si  $\alpha$  es constante las relaciones de equilibrio son idénticas en los dos sistemas de unidades. Esto significa que la curva de equilibrio no necesita recalcularse cuando se usa el nuevo sistema de unidades. Es suficiente expresar las composiciones del producto, alimentación y fondos en las nuevas unidades para poder trazar líneas rectas de operación.

Resumiendo, una simple transformación de la relación de equi

librio hace posible trazar líneas rectas de operación en el diagrama McCabe-Thiele para sistemas con calores de vaporización diferentes. Cuando la volatilidad relativa es constante solo es necesario hacer la transformación para F, D y B.

4.3. Operaciones de humidificación.

En el capítulo 2 se dedujeron las siguientes ecuaciones para esta operación.

$$\frac{h_{Ga}}{k_{ya}Ch} = 1 = N^{\circ} \text{ de Lewis (solo para el sistema aire-agua)} \dots\dots\dots (4.62)$$

$$\frac{dH'_G}{dT_L} = \frac{L_{Mav}C_L}{G'_M} = \text{Ecuación de la línea de operación} \dots\dots (4.62)$$

$$\frac{h_{La}}{k_{ya}} = \frac{H'_G - H'_i}{T_L - T_i} = \text{Ecuación de la línea de unión, proporciona las características de la interfase} \dots\dots (4.64)$$

$$\frac{dT_G}{dH'_G} = \frac{T_i - T_G}{H'_i - H'_G} = \text{Ecuación de los incrementos finitos} \dots\dots (4.65)$$

$$\int_0^z dz = \frac{G'_M}{sk_{ya}} \int_{H'_{G1}}^{H'_{G2}} \frac{dH'_G}{H'_i - H'_G} \quad \text{Para obtener la altura de la torre} \dots (4.66)$$

$$z = H_g \cdot H_g$$

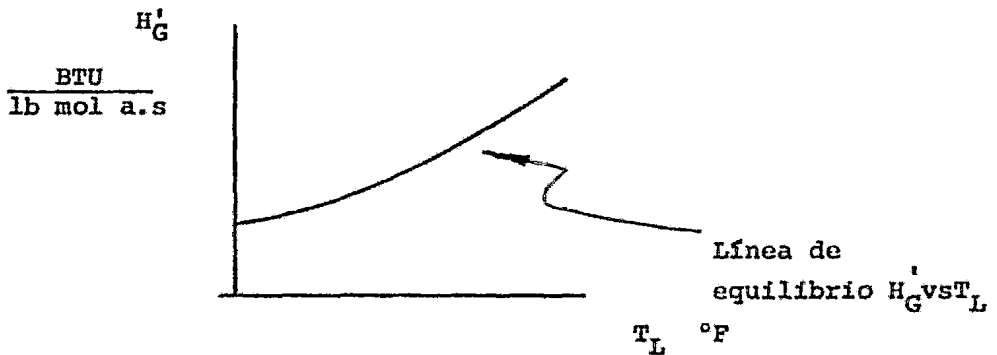
$$z = \frac{G'_M}{sk_{ya}} \int_{H'_{G1}}^{H'_{G2}} \frac{dH'_G}{H'_G - H'^*} \dots\dots\dots (4.67)$$

$$= H_{og} \cdot N_{og}$$

#### 4.3.1. Método Gráfico de Mickley. ③

Este método utiliza las ecuaciones anteriores para obtener las condiciones de salida del aire en un deshumidificador estando fijas las temperaturas de entrada del aire y del agua, la temperatura de salida del agua y los flujos de aire y agua.

Este método utiliza el diagrama de equilibrio entalpía del aire contra temperatura del líquido, a una presión determinada.



Descripción del método:

Dados:

$T_{G1}$  = Temperatura de entrada del aire

$T_{L2}$  = Temperatura de entrada del agua

$T_{L1}$  = Temperatura de salida del agua

$H'_{G1}$  = Entalpía de entrada del aire

$L_{Mav}$  = Flujo de agua

$G'_M$  = Flujo de aire seco

$\frac{h_{L,a}}{k_{y,a}}$  = Pendiente de la línea de unión

Con la ecuación de la línea de operación se obtiene la entalpía de salida del aire  $H'_{G2}$ .

$$\frac{H'_{G2} - H'_{G1}}{T_{L2} - T_{L1}} = \frac{L_{Mav} C_L}{G'_M} \dots\dots\dots (4.63)$$

$$H'_{G2} = H'_{G1} + \frac{L_{Mav} C_L}{G'_M} [T_{L2} - T_{L1}] \dots\dots\dots (4.63.a)$$

Sobre el diagrama  $H'_G$  vs.  $T_L$  se fijan los puntos A, B y b, siendo A y B los extremos de la línea de operación del agua y b el punto de entrada del aire, figura 4.14

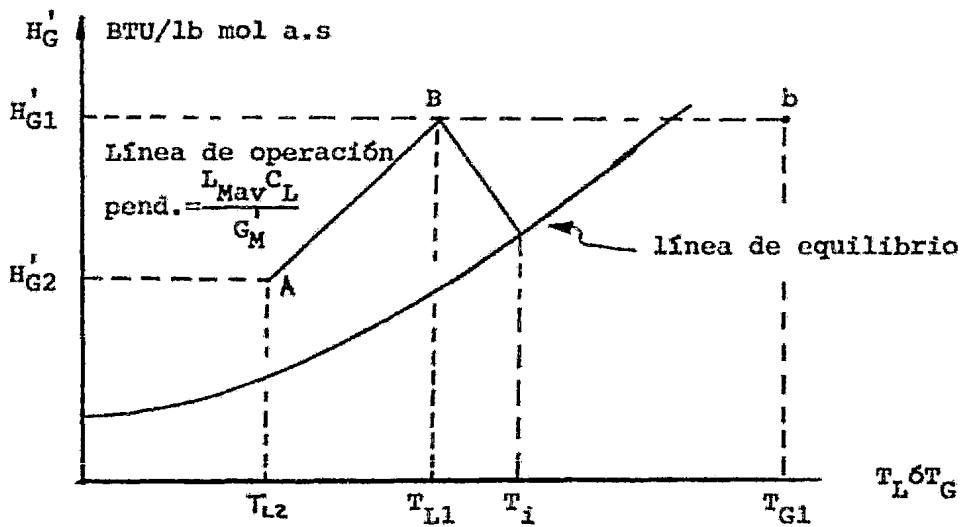


Figura 4.14

Ahora es posible trazar la línea de operación del aire para determinar su temperatura de salida:

- a) A partir de B se traza una línea de unión hasta chocar con la curva de equilibrio, fijando el punto  $B_i$  (en la interfase).
- b) Se traza una recta desde  $B_i$  hasta b, sobre esa línea se traza un incremento finito, fijando c.

c) A partir de c se traza una línea horizontal hasta chocar con la línea de operación del agua fijando el punto C.

d) A partir de C se traza una paralela a la línea de unión fijando  $C_i$  en la interfase; se une  $C_i$  con c y se da otro incremento finito igual o no al anterior y se fija el punto d.

e) Repetir los pasos anteriores hasta cruzar la línea de en talpía de salida del aire. Con lo cual se obtiene la curva de o operación de aire, b-c-d-e-f, y la temperatura de salida del aire  $T_{G2}$ .

En la figura 4.15 se ilustra el método.

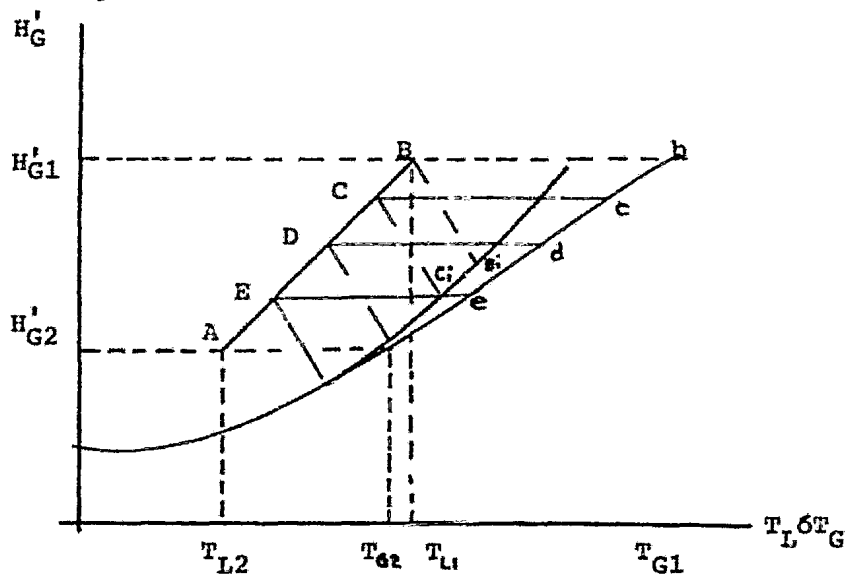


Figura 4.15 .- Método Gráfico de Mickley.

Ahora es posible obtener la altura del deshumidificador resolviendo gráficamente las ecuaciones 4.66 ó 4.67.

$$z = \frac{G'_M}{SK'_Y a} \int_{H'_{G1}}^{H'_{G2}} \frac{dH'_G}{H'_G - H'_i}$$

Evaluada con el gradiente de la fase ligera con condiciones de interfase y coeficiente individual de transferencia de masa.

Si la pendiente de las líneas de unión  $-\frac{h_L a}{k_y a}$  no se conoce, entonces el proceso es a la inversa:

- a) Suponer una pendiente y repetir los pasos anteriores, trazando una serie de segmentos hasta alcanzar o exceder las coordenadas del punto de salida del aire o sea, en este caso, se conocerían los puntos de entrada y salida de aire y agua.
- b) Si el último segmento de la serie trazada con la pendiente supuesta no pasa por el punto de salida del aire, debe suponerse otra pendiente hasta pasar por dicho punto.
- c) Conocida la altura de la torre,  $z$ , es posible determinar la relación  $h_L a/k_y a$ .

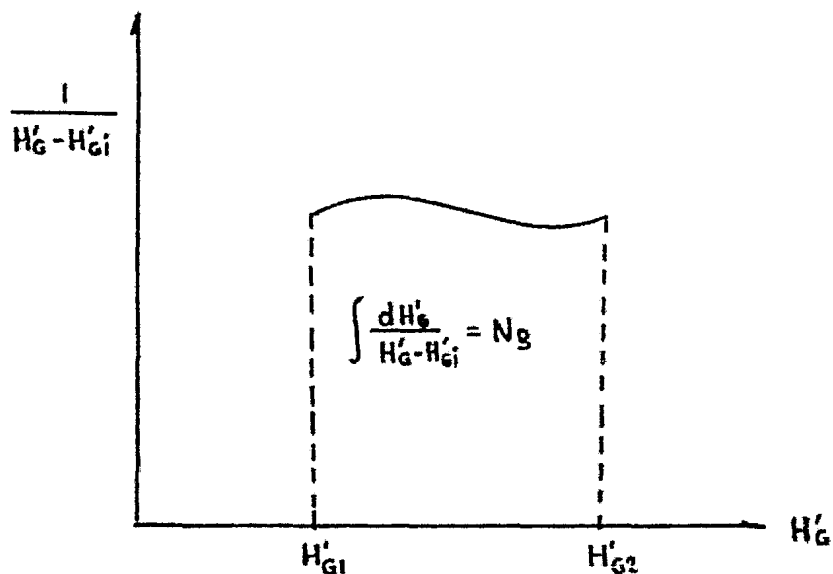


$$z = \frac{G'_M}{Sk_Y a} \int_{H'_{G1}}^{H'_{G2}} \frac{dH'_G}{H'_G - H'_{Gi}}$$

Evaluada con el gradiente de la fase ligera con condiciones de interfase y coeficiente total de transferencia de masa.

$$z = \frac{G'_M}{Sk_Y a} \int_{H'_{G1}}^{H'_{G2}} \frac{dH'_G}{H'_G - H'^*}$$

Evaluada con el gradiente de la fase ligera con condiciones de equilibrio y coeficiente total de transferencia de masa en gradiente gas.



#### 4.3.2. Modificación del Método de Mickley para Sistemas

##### Diferentes al Sistema Aire-Agua.

(John G. Lewis y Robert R. White, Ref. (36) )

El análisis de problemas de humidificación para sistemas diferentes al aire-agua generalmente involucra métodos de solución por prueba y error para determinar el curso de la operación o la altura requerida de la torre. El método presentado aquí es una modificación al método Mickley que, aplicado a una corrida de - prueba en el laboratorio proporciona la información necesaria para calcular los coeficientes individuales para la transferencia de masa y calor para la fase gaseosa y el coeficiente de transferencia de calor para la fase líquida. También se requiere hacer iteraciones, pero estas pueden hacerse rápidamente.

##### Bases del Método

Las ecuaciones utilizadas en humidificación son las siguientes:

Ecuación básica de diseño:

$$\frac{G_M}{S} dH_G' = k_Y a_m \left[ (bfChT_i + \lambda_0 Y_i) - (bfChT_G + \lambda_0 Y) \right] dz \dots (4.68)$$

en donde:

$$bCh = \frac{h_G}{K_Y} = \text{Relación de Lewis} \dots \dots \dots (4.69)$$

$$f = \frac{a_H}{a_m} = \text{cte.} \dots \dots \dots (4.70)$$

$a_H$  = área activa en la transferencia de calor,  $\text{ft}^2/\text{ft}^3$

$a_m$  = área activa en la transferencia de masa,  $\text{ft}^2/\text{ft}^3$

Se define el calor latente de vaporización "modificado" como:

$$\lambda_{\text{MOD}} = \frac{\lambda_0}{fb} \dots\dots\dots (4.71)$$

y también una entalpía "modificada":

$$\begin{aligned} H'_{\text{GMOD}} &= C_h T_G + \lambda_{\text{MOD}} Y \\ &= \frac{1}{fb} [H'_G + (fb - 1) C_h T_G] \dots\dots\dots (4.72) \end{aligned}$$

Conocida la ecuación de la línea de operación:

$$\frac{dH'_G}{dT_L} = \frac{L_{\text{Mav}} C_L}{G_M} \dots\dots\dots (4.63)$$

Ecuación de velocidad de transferencia de calor por el lado del gas:

$$\frac{G'_M}{S} C_h dT_G = h_G a_H (T_i - T_g) dz \dots\dots\dots (4.73)$$

Dividiendo la ecuación 4.68 entre la ecuación 4.73 e introduciendo la ecuación 4.72 se obtiene:

$$\frac{dH'_G}{dT_G} = \frac{H'_{\text{GMOD}} - H'_{\text{GiMOD}}}{T_G - T_i} \dots\dots\dots (4.74)$$

y también:

$$\frac{dH'_G}{H'_{\text{GiMOD}} - H'_{\text{GMOD}}} = \frac{S f b k_y a_m}{G_M} dz \dots\dots\dots (4.75)$$

$$\frac{H'_{\text{GMOD}} - H'_{\text{GiMOD}}}{T_L - T_i} = - \frac{h_L}{b k_y} \dots\dots\dots (4.76)$$

La ecuación 4.72 se emplea para construir gráficas de entalpía contra entalpía modificada con la temperatura como parámetro, como se demuestra en la figura 4.16. Dado que  $C_h$ ,  $f$  y  $b$  son constantes, las líneas son rectas y paralelas y una interpolación lineal es factible. Además si se determinan dos puntos para cualquier temperatura, solo un punto debe determinarse para otras temperaturas y las líneas se trazan paralelas a la primera línea.

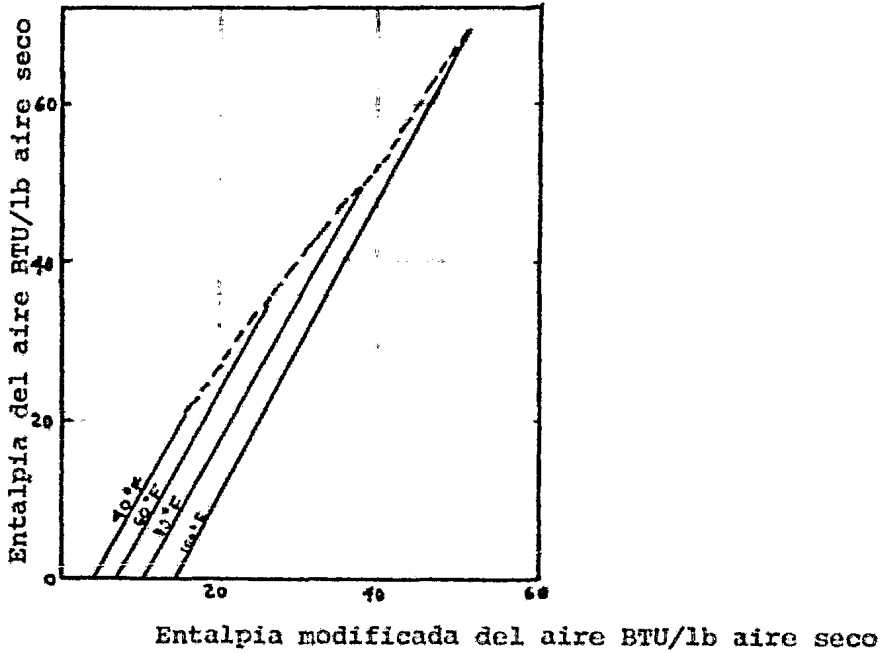


Figura 4.16

Aplicación del Método:

La línea PQ en la figura 4.17 representa la entalpía de aire saturado con tolueno contra la temperatura.

La línea RS representa la relación de la entalpía modificada del aire saturado con tolueno contra la temperatura.

La línea RS se traza a partir de la línea PQ utilizando la ecuación 4.72 (usar unidades consistentes).

$\bar{A} \bar{M}$  es una gráfica de la entalpía del gas contra la temperatura del gas. La pendiente de esta línea está dada por la ecuación 4.74.

A M es una gráfica de la entalpía del gas contra la temperatura del líquido. Esta línea se conoce como línea de operación y su pendiente está dada por la ecuación 4.63.

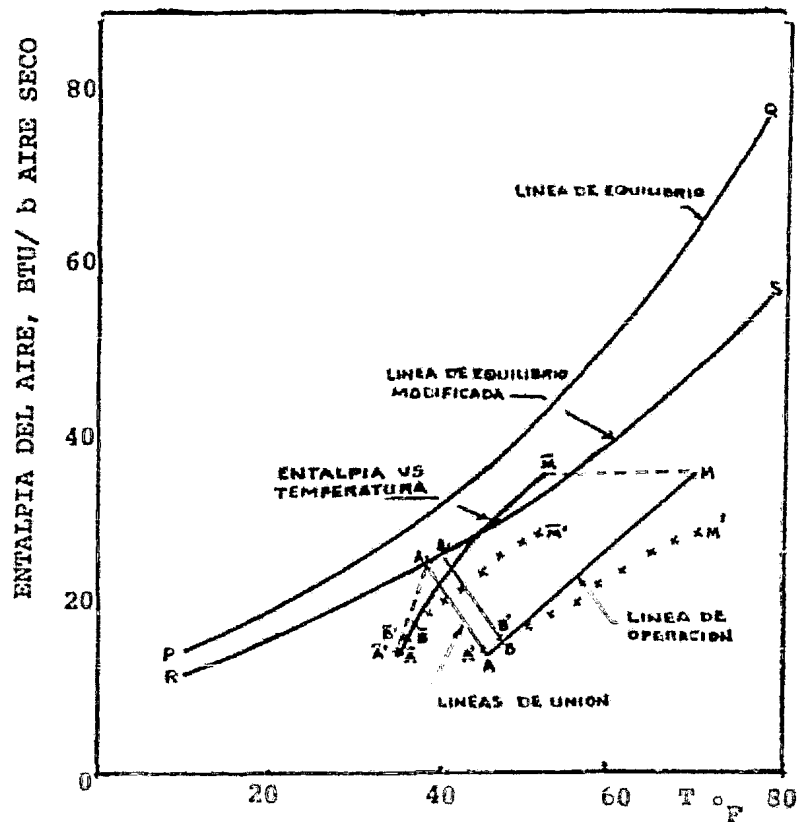


Figura 4.17

Las líneas  $A'A_1$ ,  $B'B_1$ , etc. están definidas por la ecuación 4.76. En el punto  $\bar{A}$  la entalpía del gas de entrada se grafica contra la temperatura de entrada de la corriente gaseosa.

En  $A$  la entalpía de la corriente gaseosa que entra se grafica contra la temperatura de salida de la fase líquida.

En  $\bar{M}$  la entalpía de la fase ligera que sale se grafica contra la temperatura de salida de la fase ligera.

En  $M$  la entalpía de la fase ligera que sale se grafica contra la temperatura de entrada de la corriente líquida.

En el punto  $\bar{A}'$  la entalpía modificada de la corriente gaseosa se grafica contra la temperatura de la corriente gaseosa.

En el punto  $A'$  la entalpía modificada de la corriente gaseosa se grafica contra la temperatura de la corriente líquida.

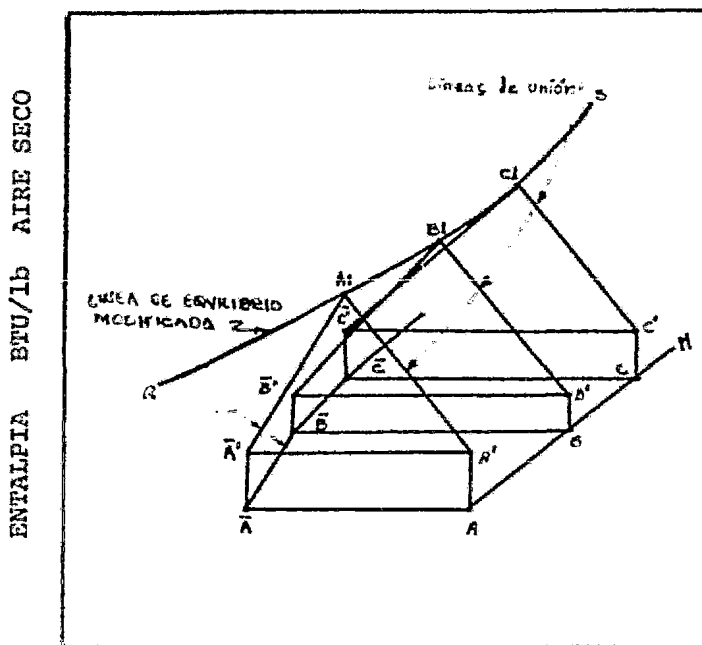
La figura 4.18 es un detalle de la parte inferior izquierda de la figura 4.17.

Si se conoce la relación  $\frac{h_L}{bk_y}$ , las condiciones en la interfase (en donde el gas está saturado con vapor del líquido) - sobre la base de entalpía modificada se pueden calcular resolviendo la ecuación 4.76 simultáneamente con la curva de saturación representada por la línea  $RS$ . La solución se haría gráficamente determinando la intersección con  $RS$  de la línea recta trazada desde el punto  $A'$  con una pendiente igual a  $\frac{h_L}{bk_y}$ .

Cuando las condiciones en la interfase se conocen, la ecuación 4.74 proporciona la pendiente de un punto sobre la curva entalpía modificada vs. temperatura del gas, para las condiciones en la interfase ya conocidas. En términos gráficos, la pendiente de la curva entalpía modificada vs. temperatura del gas será igual a la pendiente de la línea  $\overline{A'A_1}$ .

Si la relación  $h_L/bk_Y$  no se conoce, se traza una línea recta desde  $A'$  hacia arriba y a la izquierda hasta intersectar  $RS$  en el punto  $A_1$ . La línea  $A'A_1$  se traza suponiendo una pendiente. La ecuación 4.76 muestra que la pendiente de  $A'A_1$  es una función de la relación del coeficiente de transferencia de calor en el líquido al coeficiente de transferencia de masa en la fase ligera. Se traza la línea  $\overline{A'A_1}$ .

Figura 4.18



$\bar{A} \bar{B}$  se traza paralela a  $\bar{A}' A_1$  en una distancia arbitraria. La ecuación 4.74 muestra que por este procedimiento la pendiente de la línea  $\bar{A} \bar{B}$  es aproximadamente la pendiente de la gráfica de la entalpía del gas contra la temperatura del gas. La ordenada del punto  $\bar{B}$  se proyecta a la derecha hasta cortar la línea  $AM$  en el punto  $B$ . El punto  $\bar{B}'$  se localiza a partir de  $\bar{B}$  de la misma forma que  $\bar{A}'$  se localiza a partir de  $\bar{A}$ . Entonces  $B'$  se localiza a partir de  $\bar{B}'$  en la misma forma como  $A'$  se localiza a partir de  $\bar{A}'$ . La línea  $B'B_1$  se traza paralela a  $A'A_1$ ;  $\bar{B}'B_1$  se traza; entonces la línea  $\bar{B} \bar{C}$  se traza en una distancia arbitraria de la misma forma como se trazó  $\bar{A} \bar{B}$ .

El proceso descrito se repite hasta que sucesivos segmentos trazados a partir de  $\bar{C}$  alcanzan o exceden las coordenadas del punto  $\bar{M}$ . Si el último segmento de la serie trazada desde  $\bar{A}$  no pasa a través de  $\bar{M}$ , el procedimiento debe repetirse con una pendiente diferente para las líneas  $A'A_1$ ,  $B'B_1$ ,  $C'C_1$ , etc.

Si el último segmento pasa por  $\bar{M}$ , entonces la pendiente de las líneas  $A'A_1$ ,  $B'B_1$ ,  $C'C_1$ , etc. se ha supuesto correctamente.

Una vez que se ha encontrado la pendiente correcta para las líneas de unión, el lado izquierdo de la ecuación 4.75 se integra gráficamente. Los valores correspondientes para  $H'_G$ ,  $H'_{G\text{MOD}}$  y  $H'_{G\text{IMOD}}$  se representan en la figura 4.17 por los puntos  $A$ ,  $A'$  y  $A_1$  respectivamente. Todos los términos en el lado derecho de la ecuación 4.75 se consideran constantes con la única excepción de  $Z$ . Si se conoce la altura de la torre,  $Z$ , el valor de  $k_y a_m$  se obtiene directamente. Las ecuaciones 4.69 y 4.70 permiten evaluar  $h_{G^a H}$ .



La pendiente de las líneas de unión y la ecuación 4.76 permiten hallar el valor para  $h_{LH}$ .

Este método emplea varias consideraciones, las cuales no son válidas para muchos sistemas diferentes al aire-agua. El calor húmedo varía en aproximadamente el 50% del valor más bajo para el sistema y el intervalo de temperatura seleccionado. En este caso se tomó el promedio aritmético. La magnitud de este error disminuye conforme el intervalo de humedad y temperatura disminuye. La relación del coeficiente de transferencia de calor por el lado del gas al coeficiente de transferencia de masa para la fase ligera se consideró proporcional al calor húmedo de la fase gaseosa. El efecto de la evaporación o condensación sobre el flujo del líquido fue despreciado.

4.4. Extracción Líquido-Líquido

4.4.1. Extracción en simple etapa.- El método de solución gráfica para esta forma de contacto es muy sencillo, procediéndose como sigue:

a) Conocidos  $F$ ,  $S$  y  $x_F$ , el punto  $M_1$  se localiza en la zona de dos fases del diagrama de equilibrio (figura 4.19), teniendo en cuenta que ha de estar situado sobre la recta  $FS$  y ha de cumplirse que:

$$\frac{\text{Cantidad de } S_F}{\text{Cantidad de } F} = \frac{\overline{M_1 F}}{\overline{M_1 B}}$$

- b) Localizado el punto  $M_1$ ,  $x_M$  se obtiene del diagrama de equilibrio.
- c) Obtener las composiciones  $x_1$  e  $y_1$  que corresponden a los puntos de la curva binodal de los extremos de la recta de reparto que pasa por  $M_1$ .
- d) Calcular  $E_1$  y  $R_1$  a partir de las ecuaciones:

$$E_1 = \frac{M_1 (x_{M1} - x_1)}{y_1 - x_1} \dots\dots\dots (2.71.c)$$

$$R_1 = M_1 - E_1 \dots\dots\dots (2.71)$$

Los puntos mencionados se muestran en la figura 4.19.

Una variante en este caso sería el cálculo de las cantidades mínima y máxima de solvente a emplear, la concentración máxima - que puede obtenerse en el producto extraído (sobre una base libre de solvente) y la cantidad de solvente a emplear para que la concentración del producto extraído sea máxima (sobre una base libre de solvente), en este caso se procede de la forma siguiente:

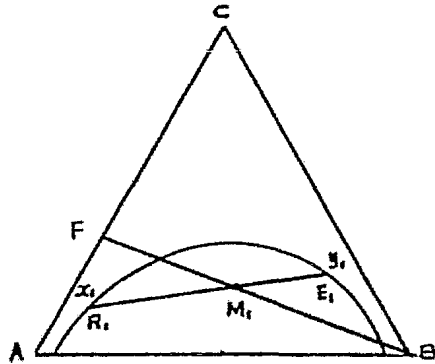


Figura 4.19.- Extracción en Simple Etapa.

a) La cantidad mínima de disolvente será la que ha de emplearse para saturar la mezcla, es decir, para llevarla hasta la zona de dos fases (Punto D, Fig. 4.20), cuya composición en el diagrama es  $x_D$ .

b) Aplicar un balance de materia al componente C para obtener  $S_{Fmin}$ :

$$S_{Fmin}Y_s + Fx_F = Dx_D = (F + S_{Fmin}) x_D \dots\dots\dots (4.77)$$

$$S_{Fmin} = \frac{F(x_F - x_D)}{(x_D - Y_s)} \dots\dots\dots (4.77.a)$$

c) Empleando esta cantidad mínima de  $S_F$ , la cantidad de extracto será infinitesimal, y la de refinado será máxima.

d) La cantidad máxima de disolvente a emplear será aquella para la cual se obtendrá una cantidad infinitesimal de refinado (máxima de extracto), es decir, la necesaria para que la mezcla global resultante fuera la correspondiente al punto G sobre la curva de saturación, (figura 4.20) cuya composición leída en el diagrama es  $x_G$ .

e) Aplicar un balance de materia al componente C para obtener

S<sub>Fmax</sub>.

$$S_{Fmax} Y_S + F x_F = G x_G = (F + S_{Fmax}) x_G \dots\dots\dots (4.78)$$

$$S_{Fmax} = \frac{F(x_F - x_G)}{(x_G - y_S)} \dots\dots\dots (4.78.a)$$

f) Para que la concentración del producto extraído sea máxima - (sobre una base libre de solvente), se traza una recta tangente a la curva binodal, correspondiendo al punto de tangencia a la composición del extracto, T, sobre el diagrama.

g) De acuerdo a las condiciones en f), se traza una recta de reparto por el punto de tangencia T. La intersección de esta recta de reparto con la recta FB fija el punto M, cuya composición x<sub>M</sub> se lee sobre el diagrama, la cantidad de solvente se calcula con la ecuación:

$$S_{F1} = \frac{F(x_F - x_{M1})}{(x_{M1} - y_S)} \dots\dots\dots (2.71.b)$$

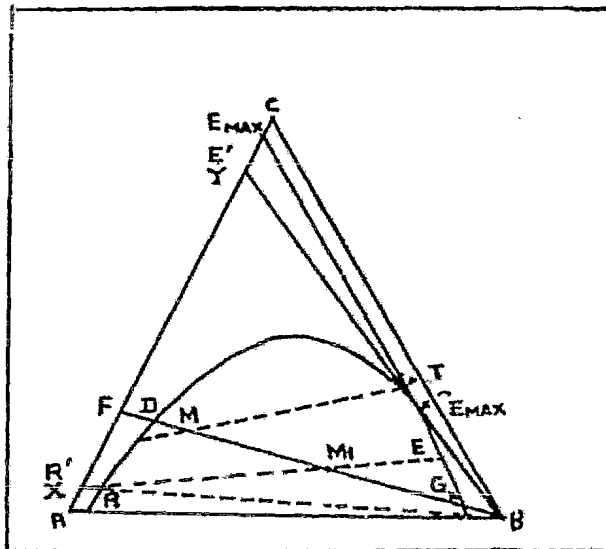


Figura 4.20.- Contacto Sencillo

4.4.2. Extracción Simple en Múltiple Etapa.- Considérense dos casos:

I.- Conocidos  $F$ ,  $x_F$ , el número de etapas y la cantidad de solvente en cada etapa  $S_{F1}$ ,  $S_{F2}$ ,  $S_{F3}$ , .....,  $S_{Fn}$ . Se pueden obtener: Cantidad y composición del extracto y del refinado en cada una de las etapas, la cantidad y composición del producto extraído y del producto refinado y la composición máxima de soluto que puede lograrse con este método de extracción sobre una base libre de solvente; se procede como sigue:

a) Sobre el diagrama triangular (figura 4.21) trazar una recta BF y sobre ella localizar el punto  $M_1$ , recordando que:

$$M_1 = F + S_{F1} \dots\dots\dots (4.79)$$

$$x_{M_1} = \frac{F x_F + S_{F1} y_{s1}}{F + S_{F1}} \dots\dots\dots (4.79.a)$$

b) Obtener las composiciones de extracto y del refinado en las intersecciones de la recta de reparto que pasa por  $M_1$  con la curva binodal, estas son  $x_1$  e  $y_1$ .

c) Calcular  $E_1$  y  $R_1$  a partir de las ecuaciones 2.71.c y 2.71.

d) Trazar una recta del punto B al punto  $R_1$ , o sea, formando la mezcla de la segunda etapa, sobre esta recta  $BR_1$  localizar el punto  $M_2$ , obteniendo  $M_2$  y  $x_{M_2}$  con las ecuaciones 4.79 y 4.79.a.

e) Obtener las composiciones del extracto y del refinado de la segunda etapa en las intersecciones de la recta de reparto que pasa por  $M_2$  con la curva binodal, encontrando  $x_2$  e  $y_2$ .

f) Obtener las cantidades de extracto y refinado con las ecuaciones 2.71.c y 2.71.

g) Repetir los pasos anteriores para el número de etapas fijado.

h) Obtener la composición del producto refinado X leyendo sobre el diagrama en la intersección de la recta BR<sub>n</sub> con el lado AC.

i) Calcular la cantidad total de extracto

$$E = E_1 + E_2 + \dots + E_n \quad (4.80)$$

j) Calcular la cantidad de C en el extracto mediante la ecuación:

$$C = E_1 * Y_1 + E_2 * Y_2 + \dots + E_n * Y_n \quad (4.80.a)$$

k) Calcular la cantidad de A en el producto extraído:

$$A = F*(1-x_F) - R'(1-X) \quad (4.80.b)$$

l) Cantidad total de producto extraído:

$$E' = C + A \quad (4.81)$$

m) Composición del extracto:

$$x_E = \frac{\text{cantidad de C}}{\text{extracto}} = \frac{C}{E} \quad (4.81.a)$$

n) Composición del producto extraído:

$$Y = \frac{\text{cantidad de C}}{\text{producto extraído}} = \frac{C}{E'} \quad (4.81.b)$$

o) La máxima composición que podrá alcanzarse en el producto extraído sobre una base libre de solvente será la indicada sobre el lado AC de la figura 4.21 por la recta BE' tangente a la curva binodal.

Todos los puntos mencionados se encuentran en la figura 4.21

para el caso de  $n = 3$  etapas.

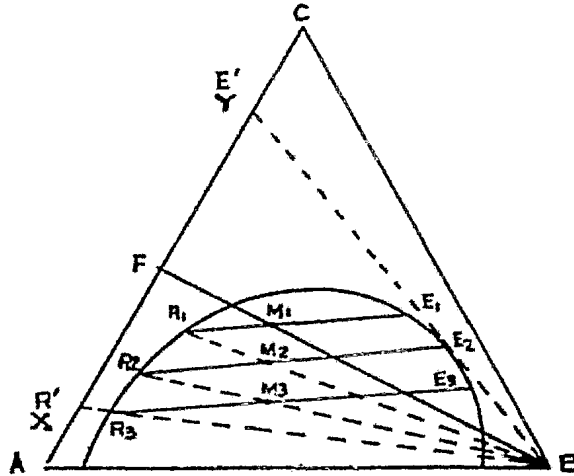


Figura 4.21.- Extracción simple en múltiple etapa.

II.- Dadas  $F$ ,  $x_F$ ,  $X$  y la cantidad total de solvente  $S_F$ , calcular el número de etapas.

En este segundo caso el problema se resuelve por iteración ya que para calcular la cantidad de solvente empleado en cada etapa es necesario conocer  $n$ ; se procede de la forma siguiente:

- a) Sobre el diagrama del triángulo rectángulo (figura 4.22) fijar el punto correspondiente al producto refinado  $R'$ , conocida  $X$ , la intersección de la recta  $R'B$  con la curva binodal fija el punto  $R$  correspondiente al refinado procedente de la última etapa.
- b) Suponer  $n = 1$ , calcular la concentración del punto de mezcla con la ecuación 4.79.a.
- c) Localizado  $M_1$  sobre el diagrama, trazar la recta de reparto - que pasa por este punto y en la intersección con la curva binodal hallar  $x_1$  e  $y_1$ . Si  $x_1$  es mayor que  $X$  suponer  $n = 2$ .
- d) Proceder de igual forma que para  $n = 1$ .
- e) Obtener  $x_{M1}$ ,  $E_1$ ,  $R_1$ ,  $x_1$  e  $y_1$  con las ecuaciones 4.79.a, - 2.71.c, 2.71 y a partir de la intersección de la recta de reparto con la curva binodal, respectivamente.
- f) Calcular  $x_{M2}$ , considerando que para esta etapa  $F$  es  $R_1$  y  $x_F$  es  $x_1$ ; obtener  $x_2$ , si es mayor que  $X$  suponer  $n = 3$ , y así hasta que  $x_n$  sea menor o igual a  $X$ .



En la figura 4.22 se representa lo anterior para  $n = 2$ .

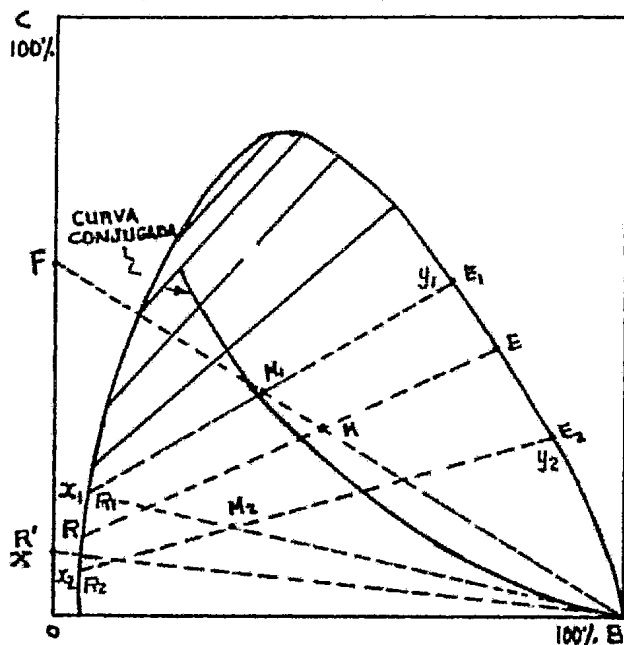


Figura 4.22

4.4.3. Extracción a Contracorriente en Múltiple Etapa.— Como se mencionó en el Capítulo 2, este método de extracción utiliza un número menor de etapas para una cantidad dada de solvente -- que el anterior método o, una cantidad de solvente menor para un número de etapas fijo.

Descripción de la solución gráfica:

Conocidos  $F$ ,  $x_F$ ,  $S$  y  $X$ , calcular el número de etapas teóricas.

- a) En el diagrama triangular (figura 4.23) trazar la recta  $FB$  uniendo los puntos de la alimentación y solvente puro.
- b) Localizar el punto  $M$  sobre la recta  $FB$  calculando  $x_{M1}$  con la ecuación 4.79.a.

- c) Trazar la recta R'B uniendo los puntos B y X obteniendo la composición del refinado de la última etapa  $x_n$  en la intersección de R'B con la curva binodal en la zona correspondiente al refinado.
- d) Obtener  $y_1$ , composición del extracto de la primera etapa, - trazando la recta  $R_nM$  y extendiéndola hasta la curva binodal en la zona del extracto, esto es  $E_1$ .
- e) Fijar el punto P: trazar las rectas  $FE_1$  y R'B hasta su - intersección.
- f) Obtener  $x_1$  en la intersección de la recta de reparto que pasa por  $E_1$  con la curva binodal, fijando así  $R_1$  en la zona del refinado.
- g) Trazar la recta  $R_1\Delta R$ , localizando  $E_2$  sobre la curva binodal con composición  $y_2$ , en la zona del extracto.
- h) Trazar la recta de reparto que pasa por  $E_2$ , fijando  $R_2$  en la zona del refinado.
- i) Trazar la recta  $R_2\Delta R$ , localizando  $E_3$  sobre la curva binodal con composición  $y_3$ , en la zona del extracto.
- j) Continuar en esta forma hasta que  $x_n$  sea menor o igual al  $x_n$  obtenido en el inciso c).

En la figura 4.23 se muestra el método anterior para  $n = 3$ .

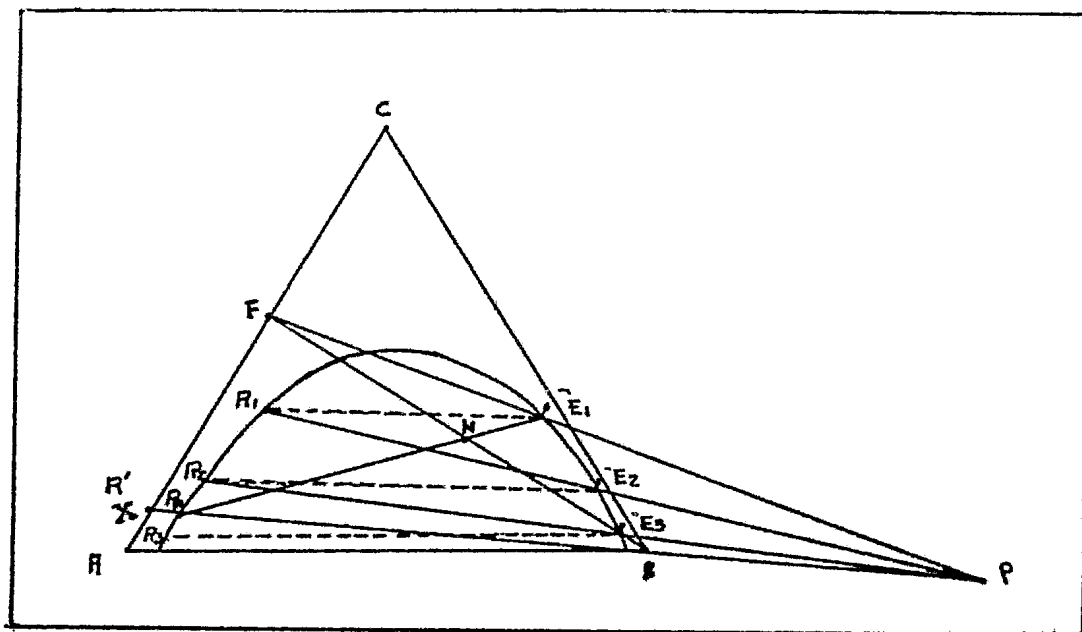


Figura 4.23.- Extracción a Contracorriente en Múltiple Etapa.

4.4.4. Extracción en Contracorriente con Reflujo.- Para el cálculo gráfico del número de etapas en este método de contacto es más adecuado el diagrama concentración-contenido en disolvente, y se procede como sigue:

a) Conocidos  $F$ ,  $x_F$ ,  $x_{RNP}$ ,  $y_{PE}'$  y la relación de reflujo, fijar el punto  $\Delta E'$  sobre el diagrama concentración-contenido en disolvente (Fig. 4.24). Las coordenadas de  $\Delta E'$  son  $y_{PE}'$ ,  $N_{\Delta E}$ .

$N_{\Delta E}$  se calcula a partir de la ecuación de reflujo externo para la sección superior:

$$\frac{R_0}{P_E'} = \frac{R_0'}{P_E'} = \frac{N_{\Delta E} - N_{E1}}{N_{E1}} \dots\dots\dots (2.04.d)$$

$N_{E1}$  es la intersección de una recta vertical de abscisa  $y_{PE}'$  con la -

curva de equilibrio Y vs N.

- b) Trazar la recta  $\Delta E'F'$  uniendo los puntos  $\Delta E'$  y  $F'$ .
- c) Fijar el punto  $\Delta R'$  en la intersección de la recta  $\Delta E'F'$  con la abcisa  $X_{RNP}$ .
- d) Fijar el punto  $R_1'$  en el extremo de la recta de reparto que pasa por  $E_1'$ .
- e) Trazar la recta  $\Delta E'R_1'$  fijando  $E_2'$  en la intersección con la curva de equilibrio en la parte del extracto.
- f) Continuar así hasta alcanzar el punto de la alimentación.
- g) Trazar las etapas por debajo de la alimentación de la misma forma, pero utilizando el punto  $\Delta R'$  como punto de operación.
- h) Continuar de esta manera hasta que  $R_n'$  sea menor o igual a  $X_{RNP}$

En la figura 4.24 se ilustra este método.

Como puede observarse, este método gráfico es similar al método - Ponchon-Savarit utilizado en destilación.

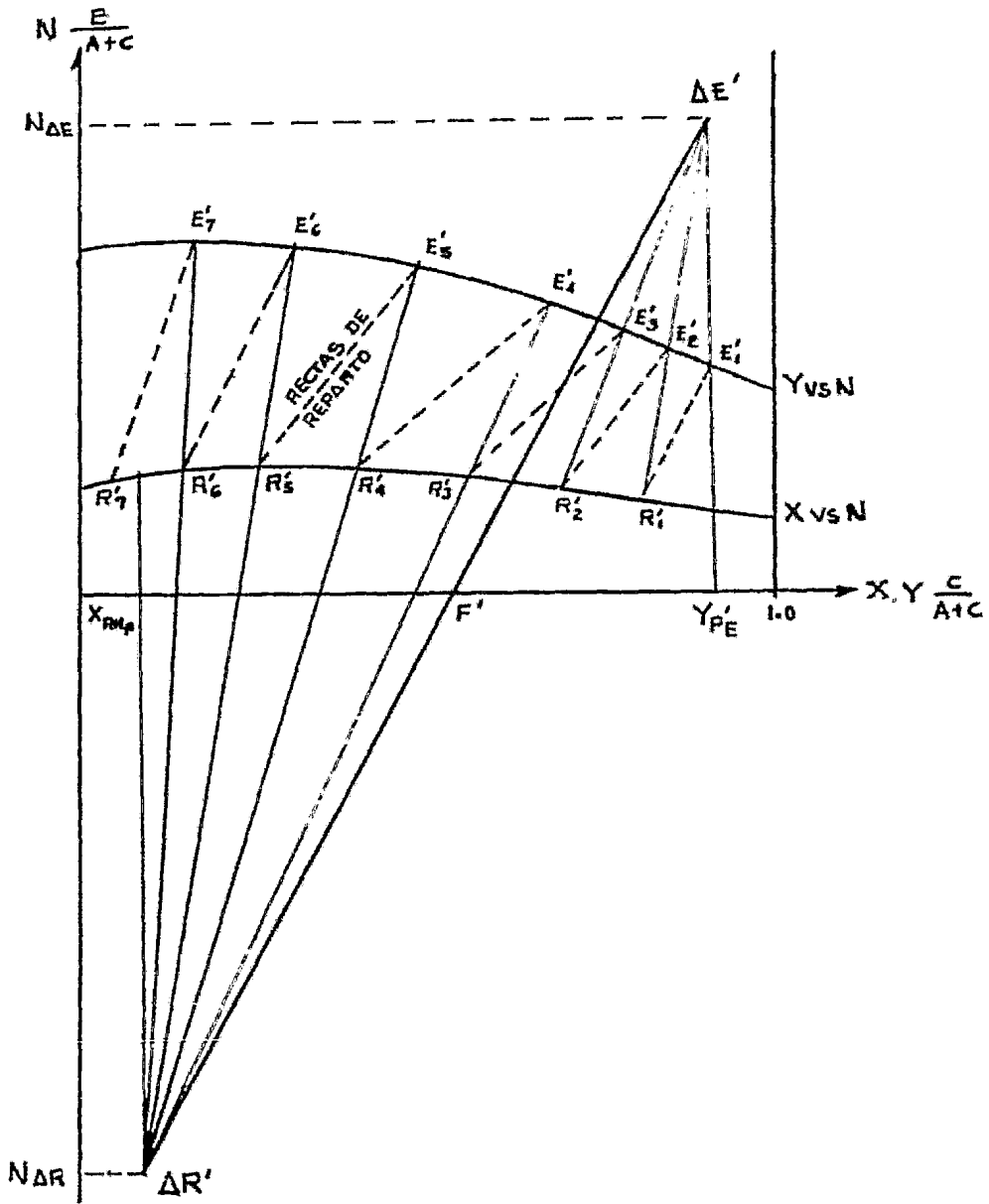


Figura 4.24.- Extracción en Etapa Múltiple en Contracorriente con Reflujo.

4.4.5. Contacto Continuo.- Siendo las ecuaciones para esta forma de contacto iguales que para absorción de gases, entonces es posible evaluar el término integral como el área bajo la curva.

Recordando que para soluciones moderadamente diluidas: si la resistencia principal difusional está en el refinado:

$$Z = \frac{R'}{K_{Ra}(1-x)_M} \cdot \int_{x_2}^{x_1} \frac{dx}{x - x^*} + \frac{1}{2} \ln \frac{1 - x_2}{1 - x_1} \dots\dots\dots (4.82)$$

$$Z = H_{tOR} \cdot N_{tOR}$$

Si la resistencia principal difusional está en el extracto:

$$Z = \frac{E'}{K_E a(1-y)_M} \cdot \int_{y_2}^{y_1} \frac{dy}{y^* - y} + \frac{1}{2} \ln \frac{1 - y_2}{1 - y_1} \dots\dots\dots (4.82.a)$$

$$Z = H_{tOE} \cdot N_{tOE}$$

La integral en las ecuaciones 4.82 y 4.82.a se evalúa determinando el área bajo la curva graficando  $1/(x-x^*)$  como ordenada - contra "x" como abcisa y  $1/(y^*-y)$  como ordenada contra "y" - como abcisa respectivamente, la curva de equilibrio se obtiene como se muestra en la figura 4.25; las composiciones obtenidas de esta forma son porcentuales y deben transformarse a fracción mol para usarlos en las ecuaciones 4.82 y 4.82.a.

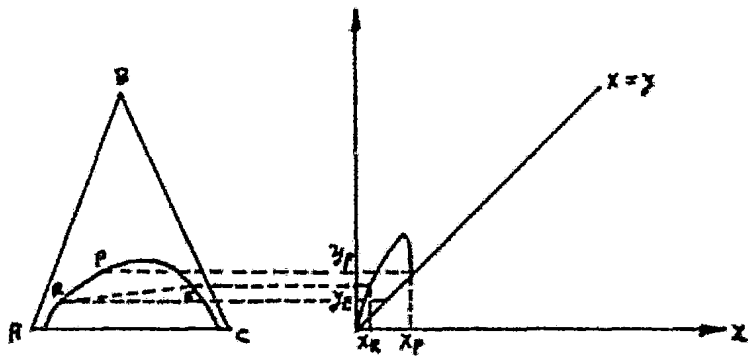


Figura 4.25

TEMA 5 . - COMPARACION DE METODOS DE SOLUCION

A continuación se resuelven problemas utilizando los métodos presentados en los capítulos 3 y 4 para hacer posible una comparación.

5.1. Absorción de Gases

Problema 1.- Se requiere separar el 96% del propano contenido en una mezcla propano-aire de composición 22% en volumen de propano, para este propósito se utilizará un hidrocarburo no volátil de peso molecular 250, empleando una torre empacada con anillos raschig de 1 1/2". Los gastos empleados son:

$$G = 40\ 000\ \text{Kg/hr m}^2$$

$$L = 75\ 000\ \text{Kg/hr m}^2$$

Calcular el número de unidades de transferencia

Los datos de equilibrio para este sistema, expresados en fracción mol de propano en el líquido y en el gas, son:

x	0.05	0.1	0.2	0.3	0.4	0.5	0.52
y	0.004	0.009	0.03	0.062	0.128	0.2	0.224

a) Integración gráfica

a.1. Línea de operación:

$$y_1 = 0.22\ \text{fr. mol}$$

$$Y_1 = 0.22/0.78 = 0.282\ \text{mol propano/mol aire}$$

$$Y_2 = 0.04 * 0.282 = 0.01128\ \text{mol propano/mol aire}$$

$$y_2 = 0.01128/1.01128 = 0.01115$$

Composición del gas de entrada, en peso:

$$Y_1 = \frac{0.22 * 44}{0.22 * 44 + 0.78 * 29} = 29.97\%$$



Cantidad de aire que entra:

$$G'_M = 40\,000 (1 - 0.2997) = 28\,012 \frac{\text{Kg aire}}{\text{m}^2 \text{ hr}} = 965.93 \frac{\text{Kmol aire}}{\text{hr m}^2}$$

Cantidad de hidrocarburo empleada:

$$L'_M = 75\,000/250 = 300 \text{ Kmol/hr m}^2$$

Concentración en el líquido de salida del componente a absorber:

$$G'_M (Y_1 - Y_2) = L' (X_1 - X_2)$$

$$X_1 = \frac{965.93 (0.282 - 0.01128)}{300} = 0.8716 \text{ mol propano/mol hidrocarburo}$$

$$x_1 = 0.8716/1.8716 = 0.4656 \text{ fr. mol}$$

Ecuación de la línea de operación:

$$G'_M Y_1 + L'_M X = G'_M Y + L'_M X_1$$

Sustituyendo valores y haciendo operaciones:

$$\frac{x}{1-x} = 3.22 \frac{y}{1-y} - 0.037$$

A partir de esta ecuación se obtiene la siguiente tabla:

x	0.0	0.177	0.1955	0.2425	0.2868	0.347	0.4344	0.4655	0.5
y	0.01115	0.05	0.08	0.1	0.12	0.15	0.2	0.22	0.25

## a.2. Gráfica línea de operación-línea de equilibrio

A partir de los datos de las tablas de la línea de equilibrio y la línea de operación se obtiene la siguiente gráfica, figura 5.1, la cual, permitirá obtener  $y^*$  para cada  $y$  requeridas en el cálculo de  $N_{OG}$ .

De la ecuación 4.1 :

$$N_{OG} = \int_{Y_1}^{Y_2} \frac{(1-y)_{lm} dy}{(1-y)(y-y^*)}$$

Siendo  $(1-y)_{lm} = \frac{(1-y^*) - (1-y)}{\ln \frac{1-y^*}{1-y}}$

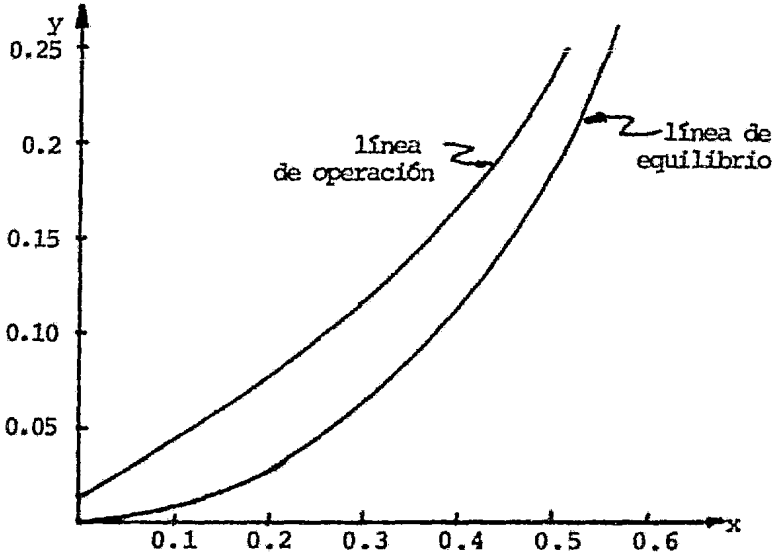


Figura 5.1

A partir de la figura 5.1 se obtienen los siguientes valores para proceder a la integración gráfica de la ecuación 4.1 :

$y$	$y^*$	$1-y$	$1-y^*$	$(1-y)_{lm}$	$y-y^*$	$\frac{(1-y)_{lm}}{(1-y)(y-y^*)}$
0.0111	0.0	0.9888	1.0	0.9943	0.0111	90.18
0.0372	0.007	0.9628	0.993	0.9778	0.0302	33.62
0.0633	0.02	0.9367	0.98	0.9581	0.0433	23.62
0.089	0.046	0.911	0.954	0.9323	0.043	23.79
0.1155	0.06	0.8845	0.94	0.9119	0.0555	18.57
0.1416	0.08	0.8584	0.92	0.8888	0.0616	16.80
0.1677	0.12	0.8323	0.88	0.8559	0.0477	21.55
0.1938	0.145	0.8062	0.855	0.8303	0.0488	21.10
0.22	0.176	0.78	0.824	0.8017	0.044	23.35

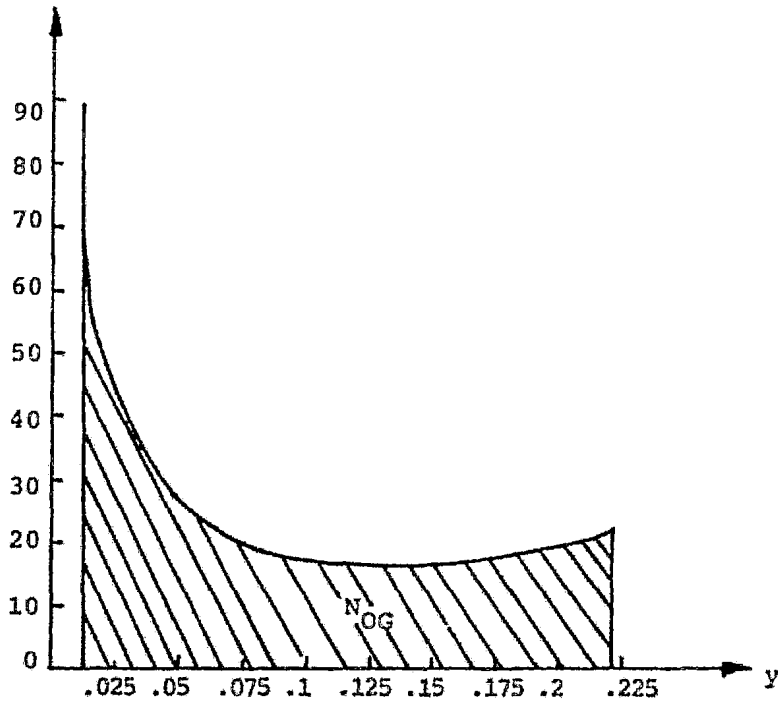


Figura 5.2

El área bajo la curva se calcula por la regla de Simpson:

$$A = \frac{1}{3} \cdot h (y_1 + 4y_2 + 2y_3 + 4y_4 + 2y_5 + 4y_6 + 2y_7 + 4y_8 + y_9)$$

$$A = \frac{1}{3} \cdot 0.0261 (90.18 + 4 \cdot 33.62 + 2 \cdot 23.62 + 4 \cdot 23.79 + 2 \cdot 18.57 + 4 \cdot 16.8 + 2 \cdot 21.55 + 4 \cdot 21.1 + 23.35)$$

$$A = 5.41$$

$$\boxed{N_{OG} = 5.41}$$

b) Simplificación de la integral

Utilizando la ecuación 4.5 :

$$N_{OG} = \int_{v_1}^{v_2} \frac{dy}{v-y^*} + \frac{1}{2} \ln \frac{1-v_2}{1-v_1}$$

y	y*	y-y*	$\frac{1}{y-y^*}$
0.01115	0.0	0.0111	90.90
0.0372	0.007	0.0302	33.11
0.0633	0.02	0.0433	23.09
0.089	0.046	0.043	23.25
0.1155	0.06	0.0555	18.01
0.1416	0.08	0.0616	16.23
0.1677	0.12	0.0477	20.96
0.1938	0.145	0.0488	20.49
0.22	0.176	0.044	22.72

De igual forma se calcula el area bajo la curva:

$$A = \frac{1}{3} * 0.0261(90.0+4*33.11+2*23.09+4*23.25+2*18.01+4*16.23+20.26+4*20.49+22.72)$$

$$A = 5.295$$

$$N_{OG} = 5.295 + \frac{1}{2} \ln \frac{1 - 0.0111}{1 - 0.22} = 5.295 + 0.1186$$

$$N_{OG} = 5.41$$

### c) Método de Baker

Sobre una figura igual a la 5.1 se procede como se describió en el capítulo 4 para este método, siendo los extremos:

$$y_2 = 0.01115 \quad \text{c} \quad y_1 = 0.22$$

Sobre la figura 5.3 resulta  $N_{OG} = 4.8$

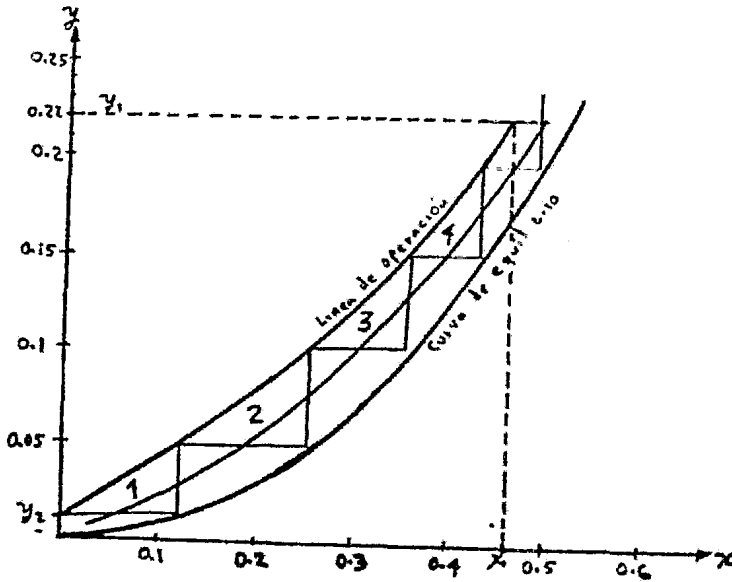


Figura 5.3

d) Método de White

Para este ejemplo, como se mencionó en el capítulo 4 las ecuaciones de las pendientes de las líneas auxiliares son:

$$S_Y = - \frac{L_M^I}{G_M^I} = -.31 \quad \text{y} \quad t_Y = 3 \left( \frac{L_M^I}{G_M^I} \right) = .93$$

Para que la línea de operación sea recta se utilizan relaciones mol, siendo la ecuación de ésta:

$$G_M^I Y_1 + L_M^I X = G_M^I Y + L_M^I X_1$$

$$\text{ó} \quad Y_1 - Y = \frac{L_M^I}{G_M^I} (X_1 - X)$$

Los datos de equilibrio en relación mol se calculan a partir de los proporcionados en fracción mol, resultando:

$X$ mol Propano mol Hidrocarb.	.0526	.111	.25	.428	.666	1.0	1.08
$y$ mol Propano mol aire	.004	.009	.0309	.066	.1467	0.25	0.29

Con los datos en relación mol, se trazan las líneas de equilibrio y de operación, procediendo en la forma descrita anteriormente, siendo ahora los extremos de la línea de operación:

$$X_1 = 0.8716 \quad Y_1 = 0.282$$

$$X_2 = 0.0 \quad Y_2 = 0.01128$$

La figura 5.4 muestra el cálculo, obteniéndose:

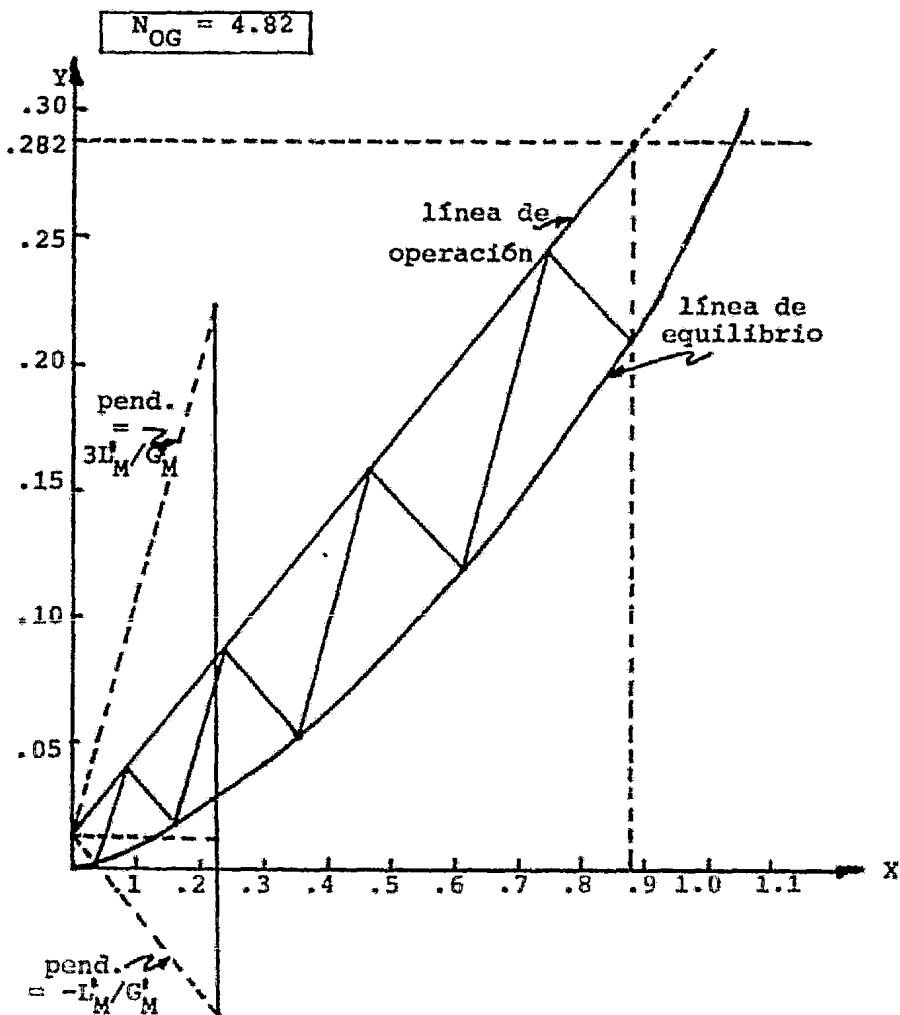


Figura 5.4

Problema 2.- Disulfuro de carbono es usado como solvente en una planta química y se evapora del producto en un secador, siendo después arrastrado por una corriente de nitrógeno, La mezcla  $\text{CS}_2\text{-N}_2$  se pone en contacto con un aceite dentro de un absorbedor y posteriormente el aceite se pasa a un agotador para recuperar el  $\text{CS}_2$  utilizando vapor de agua.

La mezcla  $\text{CS}_2\text{-N}_2$  se alimenta al absorbedor a  $24^\circ\text{C}$  ( $75^\circ\text{F}$ ) y presión atmosférica a un flujo de  $0.4\text{m}^3/\text{sec}$  ( $50853.12\text{ft}^3$ ). El  $\text{CS}_2$  tiene una presión parcial de  $50\text{mmHg}$  en la mezcla de alimentación. El contenido de vapor en el gas será reducido hasta el  $0.5\%$ . El peso molecular del aceite de absorción es de 180, su viscosidad 2 c.p y sp. gr. 0.81 a  $24^\circ\text{C}$ . El aceite entra al absorbedor esencialmente libre de  $\text{CS}_2$  y las soluciones de aceite y  $\text{CS}_2$  puede considerarse que siguen la ley de Raoult. La presión de vapor del  $\text{CS}_2$  a  $24^\circ\text{C}=346\text{mmHg}$ .

Diseñar una torre empacada con anillos raschig de 2" para las condiciones mencionadas anteriormente, considerando operación isotérmica y una relación líquido-gas de 1.5 veces la mínima y una caída de presión del gas a través de la torre de  $0.4\text{in H}_2\text{O}/\text{ft}$  de empaque máxima. La tensión superficial del líquido es  $30\text{ dinas}/\text{cm}$ .

Determinar:

- a) El número de unidades de transferencia.

Para este ejemplo, la compración de métodos de solución se hará - solo por el cálculo del número de unidades de transferencia:

a) Integración gráfica

Flujo =  $5085 \frac{3.12 \text{ ft}^3}{\text{hr}}$  a 1 atm y 75°F

PV = nRT:  $n = \frac{PV}{RT} = \frac{(1 \text{ atm}) * 50853.12 \text{ ft}^3}{0.7302 * 535} = 130.173 \text{ lhmol/hr} = G_M$

$y_1 = \frac{p}{P_t} = \frac{50 \text{ mmHg}}{760 \text{ mmHg}} = .0657 \text{ fr mol}$

$y_1 = \frac{y_1}{1 - y_1} = .07 \frac{\text{mol CS}_2}{\text{mol N}_2}$  ;  $y_2 = .005$

$y_2 = \frac{y_2}{1 - y_2} = .005 \frac{\text{mol CS}_2}{\text{mol N}_2}$

Datos de equilibrio:

$y = \frac{p^\circ}{P_t} x$

$p^\circ =$  Presión de vapor del CS<sub>2</sub> puro a - - - -  
75°F = 346 mmHg

$P_t =$  Presión total = 760 mmHg

$y = \frac{346}{760} x$ ;  $y = .455 x$

$\frac{y}{1+y} = .455 \frac{x}{1+x}$

A partir de esta ecuación se calculan los siguientes datos:

y	0	0.005	0.01	0.02	0.03	0.04	0.05	0.06	0.07	0.08	0.09
x	0	.0111	.0224	.0459	.07	.0963	.123	.151	.181	.213	.246

Ahora estos datos se representan en la figura 5.5 para determinar la -

$L_M^1/G_M^1$  mínima.



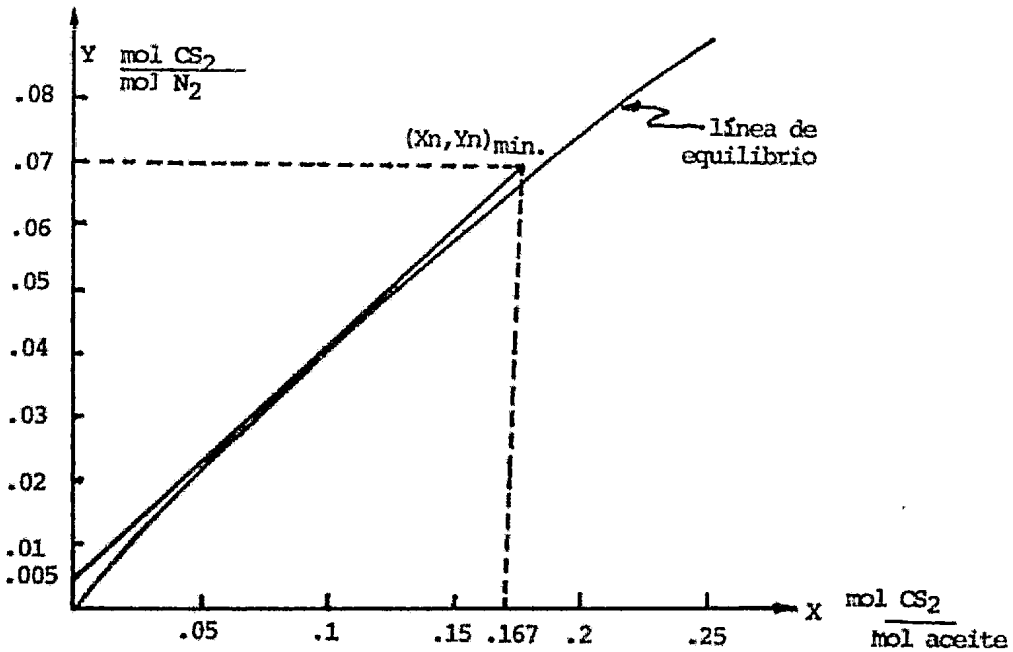


Figura 5.5

$$(L'_M/G'_M) \text{ mfn.} = \frac{.07 - .005}{.167} = .389$$

$$G'_{M1} = 130.173 \text{ lb mol/hr} ; \quad G'_M = G'_M(1-y) = 130.173(1-.0657)$$

$$G'_M = 121.62 \text{ lb mol N}_2/\text{hr}$$

$$L'_M \text{ mfn.} = .389 * 121.61 = 47.33 \text{ lb mol/hr}$$

$$L'_M = 47.33 * 1.5 = 71 \text{ lb mol/hr}$$

$$\text{Relación } L'_M/G'_M = 71/121.62 = 0.583$$

$$X_1 = \frac{.07 - .005}{0.583} = 0.111$$

$$x_1 = X_1/1 + X_1 = 0.099$$

Ecuación de la línea de operación en fracción mol:

$$G'_M \frac{Y_1}{1 - Y_1} + L'_M \frac{x}{1 - x} = G'_M \frac{Y}{1 - Y} + L'_M \frac{x_1}{1 - x_1}$$

$$121.62 \frac{0.0657}{1-0.0657} + 71 \frac{x}{1-x}$$

$$\frac{x}{1-x} = 1.712 \frac{y}{1-y} - 0.01$$

A partir de esta ecuación se obtienen los siguientes datos:

x	0	.01	.02	.03	.04	.05	.06	.07	.08	.099
y	.0058	.0116	.0174	.0233	.0292	.0352	.0413	.0474	.0535	.0657

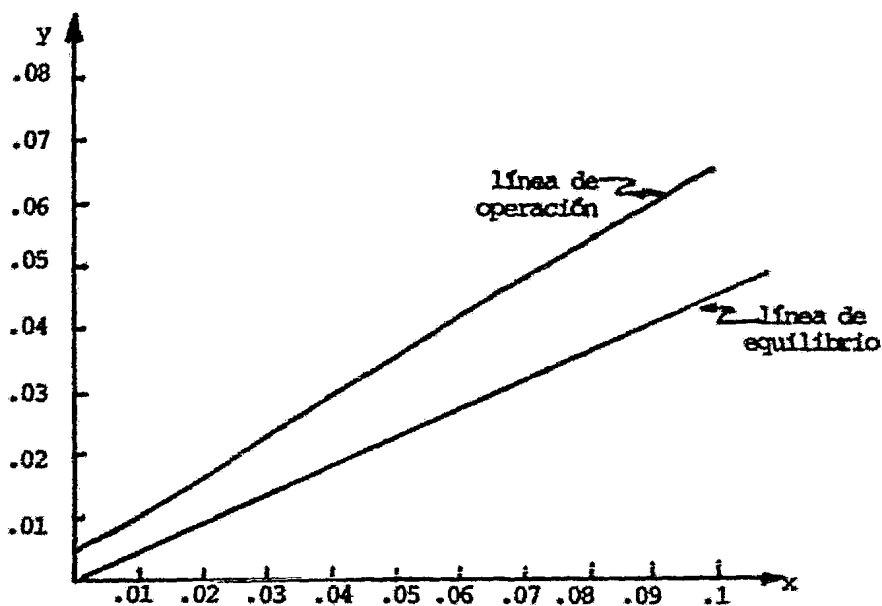


Figura 5.6

A partir de la figura 5.6 se obtienen los valores de  $y$ ,  $y^*$ ,  $1-y$ , etc. para proceder a la integración gráfica de la ecuación 4.1 :

$y$	$y^*$	$1-y$	$1-y^*$	$(1-y)_{lm}$	$y-y^*$	$\frac{(1-y)_{lm}}{(1-y)(y-y^*)}$
.005	0	.995	1.0	.9974	.005	200.48
.0136	.0065	.9864	.9935	.9899	.0071	141.34
.0223	.013	.9777	.987	.9823	.0093	108.03
.031	.0185	.969	.9815	.9752	.0125	80.51
.0396	.0245	.9604	.9755	.9679	.0151	66.74
.0483	.032	.9517	.968	.9598	.0163	61.81
.057	.039	.943	.961	.9519	.018	56.07
.0657	.046	.9343	.954	.9441	.0197	51.29

Ahora se grafican  $(1-y)_{lm}/(1-y)(y-y^*)$  vs.  $y$ , siendo los valores extremos

$$y_1 = .0657 \text{ e } y_2 = .005$$

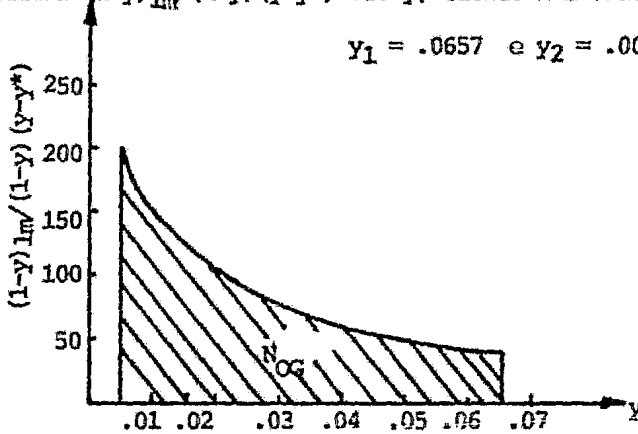


Figura 5.7

Se calcula el area bajo la curva:

$$A = \frac{1}{3} * 8.67 * 10^{-3} (200.48 + 4*141.34 + 2*108.03 + 4*80.51 + 2*66.74 + 4*61.81 + 2*56.07 + 51.29)$$

$$A = 5.34$$

$N_{OG} = 5.34$
-----------------

b) Simplificación de la integral.

Utilizando la ecuación 4.5:

$$N_{OG} = \int_{y_1}^{y_2} \frac{dy+1}{y-y^*} \ln \frac{1-y_2}{1-y_1}$$

Se procede a calcular la integral:

y	y*	y- y*	$\frac{1}{y-y^*}$
.005	0	.005	200
.0136	.0065	.0071	140.84
.0223	.013	.0093	107.52
.031	.0185	.0125	80
.0396	.0245	.0151	66.22
.0483	.032	.0163	61.34
.057	.039	.018	55.55
.0657	.046	.0197	50.76

De igual forma se calcula el área bajo la curva en una gráfica  $1/y-y^*$  vs.  $y$ , con los extremos  $y_2=.005$  e  $y_1=.0657$ :

$$A = \frac{1 \times 8.67 \times 10^{-3}}{3} (200 + 4 \times 140.84 + 2 \times 107.52 + 4 \times 80 + 2 \times 66.22 + 4 \times 61.34 + 2 \times 55.55 + 50.76)$$

$$A = 5.311$$

$$N_{OG} = 5.311 + \frac{1}{2} \ln \frac{1-.005}{1-.0657} = 5.311 + .031$$

$$N_{OG} = 5.34$$

c) Método de Baker

Sobre la figura 5.8 se procede en la forma descrita para este método:

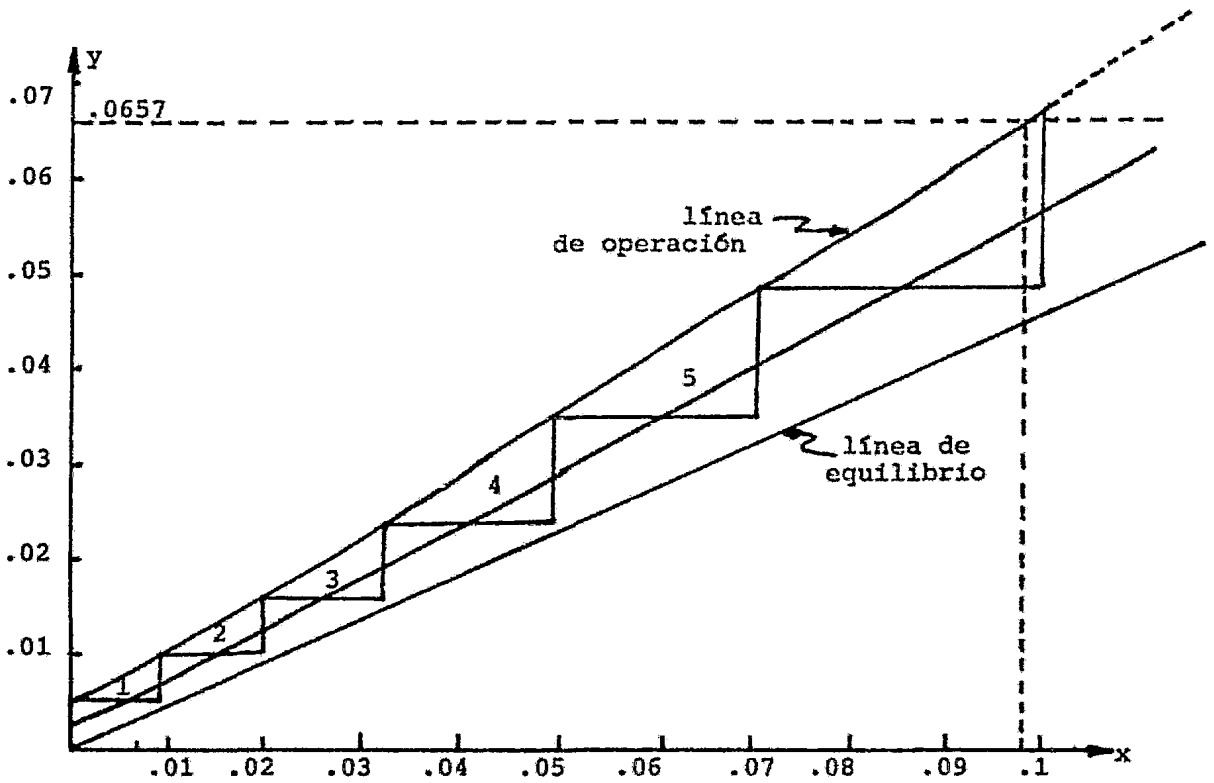


Figura 5.8

Resultando:

$$N_{OG} = 5.9$$

d) Método de White

Otra vez, para este ejemplo las pendientes de las líneas auxiliares

son:  $Sy = \frac{L_M}{G_M} = 0.583$     y     $Ty = 3\left(\frac{L_M}{G_M}\right) = 1.749$

Esta vez se utilizan relaciones mol para que la línea de operación sea recta, siendo sus valores extremos:

$$Y_1 = 0.07 \quad X_1 = 0.111$$

$$Y_2 = 0.005 \quad X_2 = 0.0$$

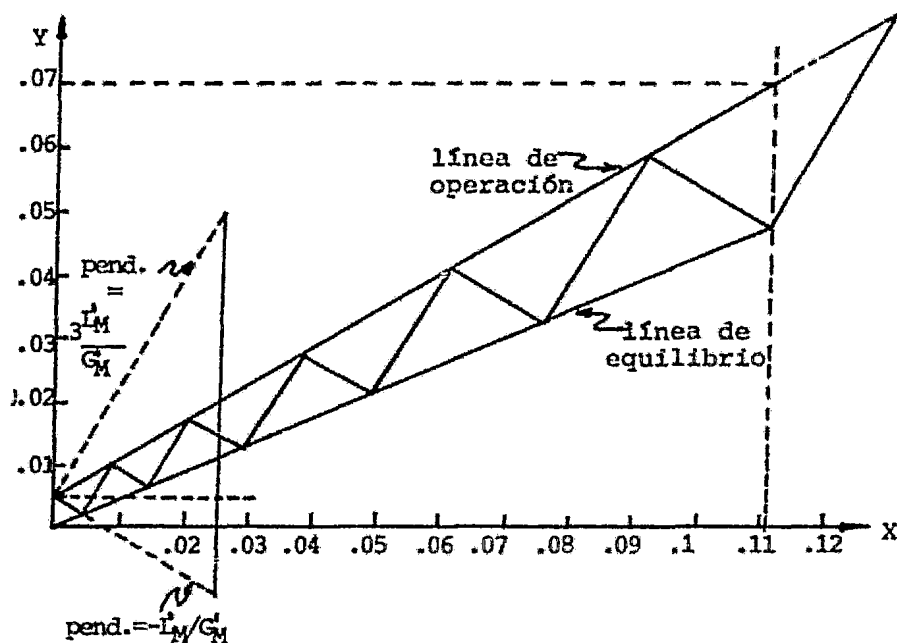


Figura 5.9

Resultando:

$$N_{OG} = 5.8$$

## 5.2.- Deshumidificación

### a) Método de Mickley

Problema 1.- Una torre empacada con rejilla de madera para la deshumidificación opera con agua que entra a 82°F y sale a 100°F.

El aire entra a 125°F (51.8°C) temperatura de bulbo seco, y a 111°F temperatura de bulbo húmedo. En una torre similar - - -  $k_Y a = 4.1$  lb mol/(relación mol) hrft<sup>3</sup> del volumen de la columna - y  $h_L a = 1127.5$  BTU/hrft<sup>3</sup> °F.

El gasto de flujo del líquido es de 900 lb/hr ft<sup>2</sup>, el de - - - aire seco es de 521  $\frac{\text{lb}}{\text{hrft}^2}$ .

a) Determinar la temperatura de salida del aire.

b) Determinar la altura de la torre.

#### Datos:

$$T_{G1} = 125^\circ\text{F} \quad \text{y} \quad T_{wb} = 111^\circ\text{F}$$

$$T_{L2} = 82^\circ\text{F} \quad T_{L1} = 100^\circ\text{F}$$

$$k_Y a = 4.1 \quad h_L a = 1127.5$$

$$L = 900 \text{ lb/hrft}^2 \quad G'_S = 521 \frac{\text{lb a.s}}{\text{hr ft}^2}$$

Con  $T_{G1}$  y  $T_{wb}$  sobre la carta psicrométrica se obtiene:

$$H'_{G1} = 2500 \text{ BTU/lb mol a.s} = 86.2 \text{ BTU/lb a.s}$$

#### Solución:

A partir de la ec. 4.63.a :

$$H'_{G2} = H'_{G1} + \frac{L_{Mav} C_L}{G'_M} (T_{L2} - T_{L1})$$

$$H'_{G2} = 86.2 + \frac{900 \cdot 1}{521} (82 - 100) = 55.1 \text{ BTU/lb a.s} = 1598 \frac{\text{BTU}}{\text{lb mol a.s}}$$

Sobre el diagrama  $H'_G$  vs.  $T_G$  (figura 5.10) fijar los puntos A, B y b, siendo A y B los extremos de la línea de operación y b el

punto de entrada del aire.

$$A(T_{L2}, H_{G2}^i), B(T_{L1}, H_{G1}^i), b(T_{G1}, H_{G1}^i)$$

$$\text{Pend. de línea de operación del agua} = \frac{L_{Mav} C_L}{G_M'} = \frac{\frac{900}{18} \times 18}{\frac{521}{29}} = 50$$

$$\text{Pend. de líneas de unión} = \frac{-1127.5}{4.1} = -275$$



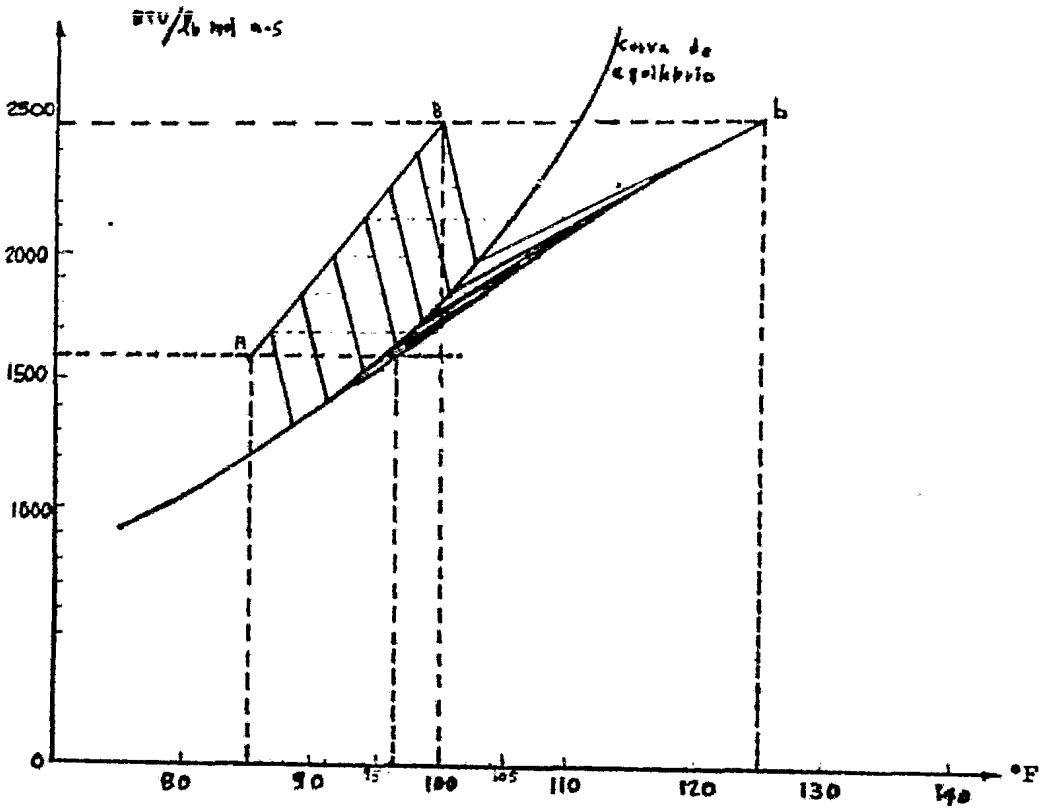


Figura 5.10

Sobre la figura 5.10 se traza la línea de operación del aire siguiendo el procedimiento para este método; resultando la temperatura de salida del aire:

$$T_{G2} = 96.3^{\circ}\text{F}$$

Ahora se procede a integrar graficamente la ecuación 4.66 para - obtener la altura de la torre (fig. 5.11):

$$z = \frac{G'_M}{k_y a} \int_{H'_{G1}}^{H'_{G2}} \frac{dH'_G}{H'_G - H'_{G1}}$$

$T_L$	$H'_G$	$H'_{Gi}$	$H'_G - H'_{Gi}$	$\frac{1}{H'_G - H'_{Gi}}$
100	2500	1940	560	0.00178
97	2350	1770	580	0.00173
94	2200	1630	570	0.00176
91	2050	1500	550	0.00182
88	1900	1370	530	0.00189
85	1750	1250	500	0.0020
82	1600	1150	450	0.00223

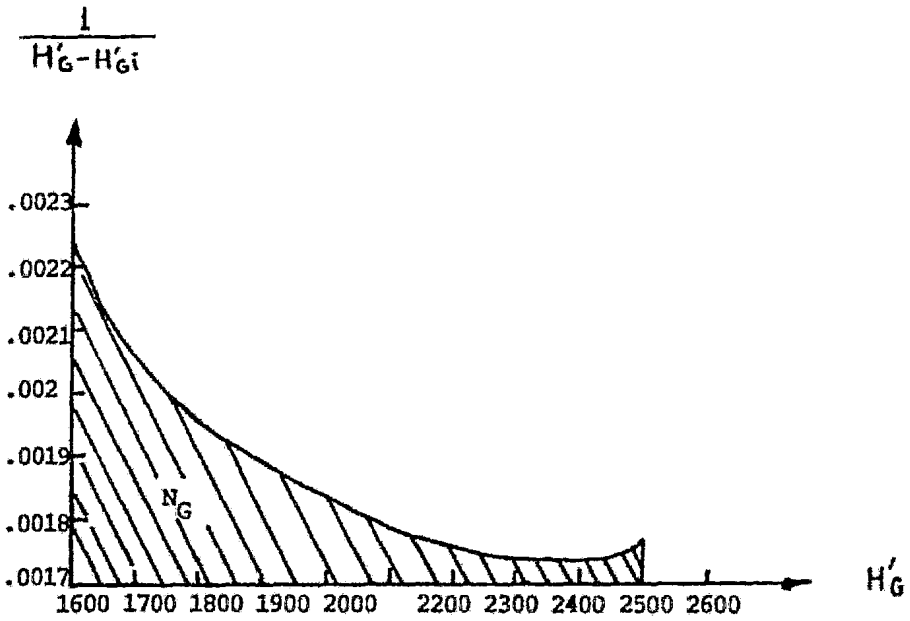


Figura 5.11

$$N_G = \frac{1}{3} * 150 * (.00178 + 4*.00173 + 2*.00176 + 4*.00182 + 2*.00189 + 4*.002 + .00223)$$

$$N_G = 1.68$$

$$z = \frac{521}{29} * \frac{1.68}{4.1} = 7.4 \text{ ft.}$$

$$z = 7.4 \text{ ft.}$$

Problema 2.- Se desea enfriar y deshumidificar aire por contacto en contracorriente con agua en una torre de relleno.

La torre se ha de diseñar para las siguientes condiciones:

Temperatura de bulbo seco del aire a la entrada 28°C

Temperatura de bulbo húmedo del aire a la entrada 25°C

Velocidad de flujo del aire a la entrada 680 Kg. aire seco/hr

Temperatura del agua a la entrada 10°C

Temperatura del agua a la salida 18°C

Calcular el número de unidades de transferencia para una torre que cumple las condiciones de diseño cuando se utilizan 500 Kg/hr de agua y se admite que la resistencia a la transmisión de calor en la fase líquida es despreciable.

Datos:

$$T_{G1} = 28^\circ\text{C} = 82.4^\circ\text{F}$$

$$T_{WB} = 25^\circ\text{C} = 77^\circ\text{F}$$

$$T_{L2} = 10^\circ\text{C} = 50^\circ\text{F}$$

$$T_{L1} = 18^\circ\text{C} = 64.4^\circ\text{F}$$

$$L'_M = 500 \text{ Kg/hr} = 1100 \text{ lb/hr} = 61.111 \text{ Lbmol/hr}$$

$$G'_M = 680 \text{ Kg a.s/hr} = 1496 \text{ lb a.s/hr} = 51.586 \text{ Lbmol/hr a.s.}$$

Con  $T_{G1}$  y  $T_{WB}$  sobre la carta psicrométrica se obtiene:

$$H'_{G1} = 920 \text{ BTU/lbmol a.s} = 31.72 \text{ BTU/lb a.s}$$

A partir de la ec. 4.63.a

$$H'_{G2} = H'_{G1} + \frac{L'_M \cdot C_L}{G'_M} (T_{L2} - T_{L1})$$

$$H'_{G2} = 31.72 + \frac{1100 \cdot 1}{1496} (50 - 64.4)$$

$$H'_{G2} = 21.13 \text{ BTU/lb a.s} = 612.82 \text{ BTU/lbmol a.s}$$

Sobre el diagrama  $H'_G$  vs  $T_G$  (figura 5.11 a) se fijan los puntos A, B y b siendo A y B los extremos de la línea de operación del agua y b el punto de entrada del aire:

$$A(T_{L2}, H'_{G2}), \quad B(T_{L1}, H'_{G1}), \quad b(T_{G1}, H'_{G1})$$

$$\text{Pend. de línea de operación del agua} = \frac{L_{Nav} C_L}{G'_M} = \frac{\frac{1100}{18} * 18}{\frac{1496}{29}} = 21.32$$

$$\text{Pend. de líneas de unión} = \frac{h_{L,a}}{k_{y,a}}$$

Sobre la figura 5. se traza la línea de operación del aire -- siguiendo el procedimiento para este método, resultando la temperatura de salida del aire  $T_{G2} = 65.7^\circ\text{F}$ .

Ahora se procede a integrar gráficamente el segundo miembro de la ecuación 4.66 para obtener el número de unidades de transferencia:

$$\int_{H'_{G1}}^{H'_{G2}} \frac{dH'_G}{H'_G - H'_{Gi}}$$

$T_L \cdot ^\circ\text{F}$	$H'_G$ BTU/mola.s	$H'_{Gi}$	$H'_G - H'_{Gi}$	$\frac{1}{H'_G - H'_{Gi}}$
64.4	920	600	320	$3.125 \cdot 10^{-3}$
62.0	870	575	295	$3.39 \cdot 10^{-3}$
59.6	820	525	295	$3.39 \cdot 10^{-3}$
57.2	770	465	305	$3.28 \cdot 10^{-3}$
54.8	725	420	305	$3.28 \cdot 10^{-3}$
52.4	670	370	300	$3.33 \cdot 10^{-3}$
50.0	615	320	295	$3.39 \cdot 10^{-3}$

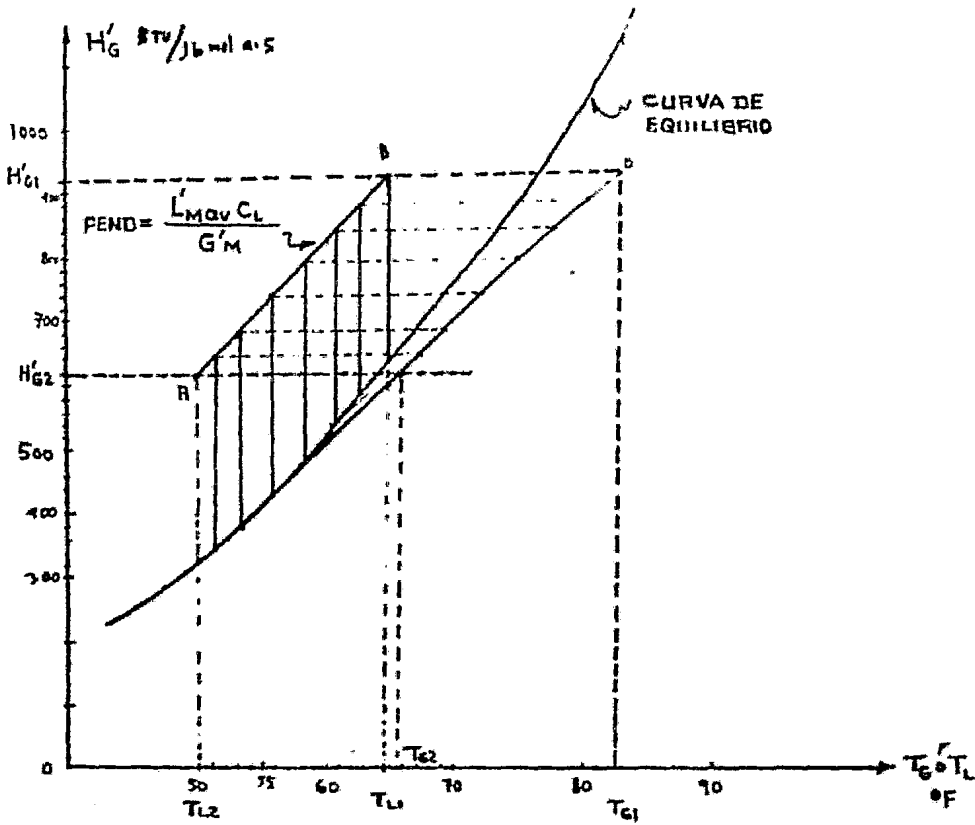


Figura 5.11.a

El area bajo la curva se calcula por la regla de Simpson:

$$N_G = \frac{1}{3} * 50 * (3.125 * 10^{-3} + 4 * 3.39 * 10^{-3} + 2 * 3.39 * 10^{-3} + 4 * 3.28 * 10^{-3} + 2 * 3.28 * 10^{-3} + 4 * 3.33 * 10^{-3} + 3.39 * 10^{-3})$$

$N_G = 1.0$
-------------

b) Modificación al Método de Mickley para sistemas diferentes al aire - agua.

Problema 3.- Una torre empacada se utiliza para humidificar - aire con tolueno, requerido para un proceso.

El tolueno entra en la torre a 90°F y sale a 65°F.

El aire entra a 55°F y temperatura de bulbo húmedo = 50 °F

Los flujos de líquido y gas son:

$$L = 500 \text{ lb/hr ft}^2 \quad \text{y} \quad G'_s = 290 \text{ lb a.s/hr ft}^2$$

De acuerdo a experimentos anteriores, los coeficientes son -

$$h_L = 25 \text{ BTU/hr ft}^3 \text{ } ^\circ\text{F} \quad \text{y} \quad k_Y = 4 \text{ lb mol/hr ft}^3 \text{ relación mol}$$

i) Determinar la temperatura de salida del aire.

ii) Determinar la altura de la torre.

$$\text{Pendiente de las líneas de unión} = - \frac{h_L}{k_Y b}$$

Para determinar b:

$$\text{De la figura 3.13 para este sistema} \quad \frac{h_G}{k} = 0.44$$

De la relación de Lewis:

$$b = \frac{h_g}{k_Y Ch} \quad ; \quad Ch = 0.26 \text{ BTU/lb}^\circ\text{F}$$

$$b = \frac{0.44}{0.26} = 1.69$$

$$\text{Pendiente de líneas de unión} = - \frac{25}{4 \cdot 1.69} = -3.69$$

Entalpia de entrada del aire:

$$H'_{G1} = Ch (T_{G1} - T_0) + Y_1 * \lambda$$

De la figura 12, sección 13 de la referencia 37 :

$$Y_1' = 0.04 \frac{\text{lb vap. tolueno}}{\text{lb a.s}}$$

$$Ch = 0.25 \frac{\text{BTU}}{\text{lb a.s}^\circ\text{F}}$$

$$\lambda' = 191 \text{ BTU/lb}$$

$$T_{G1} = 55^\circ\text{F}$$

$T_o$  = temperatura de referencia =  $32^\circ\text{F}$

$$H_{G1}^i = 0.25 (55-32) + 0.04 * 191 = 13.4 \text{ BTU/lb a.s} = 388.6 \frac{\text{BTU}}{\text{lbmol a.s}}$$

Entalpia modificada del aire de entrada, ecuación 4.72

$$H_{G1\text{MOD}}^i = C_h T_G + Y_1 * \lambda \text{ MOD.}$$

$$\lambda_{\text{MOD}} = \frac{\lambda}{fb} = \frac{191}{1 * 1.69} = 113 \text{ BTU/lb Tolueno} =$$

$$10396 \frac{\text{BTU}}{\text{lbmol Tolueno}}$$

$$H_{G1\text{MOD}}^i = 0.25*55+0.04*113 = 18.27 \text{ BTU/ lb a.s} = 529.83 \text{ BTU/lbmol a.s}$$

Entalpia de salida del aire:

A partir de la ecuación de la línea de operación del líquido 4.63

$$H_{G2}^i = H_{G1}^i + \frac{L_{\text{Mav}} C_L}{G_M'} (T_{L2} - T_{L1})$$

$$C_p \text{ tolueno} \left| 90^\circ\text{F} = 0.48 \text{ BTU/lb}^\circ\text{F} ; C_p \text{ tolueno} \left| 65^\circ\text{F} = 0.45 \text{ BTU/lb}^\circ\text{F} \right.$$

$$\bar{C}_{pL} = \frac{0.48 + 0.45}{2} = 0.465 \text{ BTU/lb}^\circ\text{F}$$

$$H_{G2}^i = 13.4 + \frac{500*0.465}{290} (90-65) = 33.44 \text{ BTU/lb a.s} = 969.76 \frac{\text{BTU}}{\text{lbmol a.s}}$$

Sobre la figura 5.12 se traza la curva de equilibrio, la curva de equilibrio modificada con la ecuación 4.72 y se fijan los puntos A, M, A',  $\bar{A}$  y  $\bar{A}'$  de acuerdo a las siguientes coordenadas:



- A ( $T_{L1}$ ,  $H_{G1}^i$ ) punto de salida del tolueno  
 M ( $T_{L2}$ ,  $H_{G2}^i$ ) punto de entrada del tolueno  
 $\bar{A}$  ( $T_{G1}$ ,  $H_{G1}^i$ ) punto de entrada del aire  
 A' ( $T_{L1}$ ,  $H_{G1MOD}^i$ )  
 $\bar{A}$  ( $T_{G1}$ ,  $H_{G1MOD}^i$ )

Procediendo como se describió en el capítulo 4 para este método, en la figura 5.12 resulta:

$$T_{G2} = 81.3 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Ahora se procede a integrar la ecuación 4.75 para obtener la -- altura de la torre:

$$z = \frac{G_M^i}{Sfb \, k_{ya} a_M} \int_{H_{G2}^i}^{H_{G1}^i} \frac{dH_G^i}{H_{G1MOD}^i - H_{G2MOD}^i}$$

$T_{L} \text{ } ^\circ\text{F}$	BTU	BTU	BTU	BTU	$H_{G1MOD}^i - H_{G2MOD}^i$	$\frac{1}{H_{G1MOD}^i - H_{G2MOD}^i}$
	$\frac{\text{lb a}\cdot\text{s}}{H_{G1MOD}^i}$	$\frac{\text{lb a}\cdot\text{s}}{H_{G1MOD}^i}$	$\frac{\text{lb mola}\cdot\text{s}}{H_{G1MOD}^i}$	$\frac{\text{lb mola}\cdot\text{s}}{H_{G1MOD}^i}$		
90	38.0	43.7	1102.0	1267.3	165.3	$6 \cdot 10^{-3}$
86	34.6	40.0	1003.4	1160.0	156.6	$6.3 \cdot 10^{-3}$
82.5	32.0	37.0	928.0	1073.0	145.0	$6.9 \cdot 10^{-3}$
77.5	28.5	34.0	826.5	986.0	159.5	$6.2 \cdot 10^{-3}$
73	24.0	30.0	696.0	870.0	174.0	$5.7 \cdot 10^{-3}$
68.5	20.5	26.5	594.5	768.5	174.0	$5.7 \cdot 10^{-3}$
65	18.3	24.6	530.7	713.4	182.7	$5.5 \cdot 10^{-3}$

$$N_G = \frac{1}{3} * 95.21 * (6 \cdot 10^{-3} + 4 \cdot 6.3 \cdot 10^{-3} + 2 \cdot 6.9 \cdot 10^{-3} + 4 \cdot 6.2 \cdot 10^{-3} + 2 \cdot 5.7 \cdot 10^{-3} + 4 \cdot 5.7 \cdot 10^{-3} + 5.5 \cdot 10^{-3}).$$

$$N_G = 3.475$$

$$z = \frac{10}{(1) \cdot 1.69 \cdot 4} * 3.475 = 5.14 \text{ ft}$$

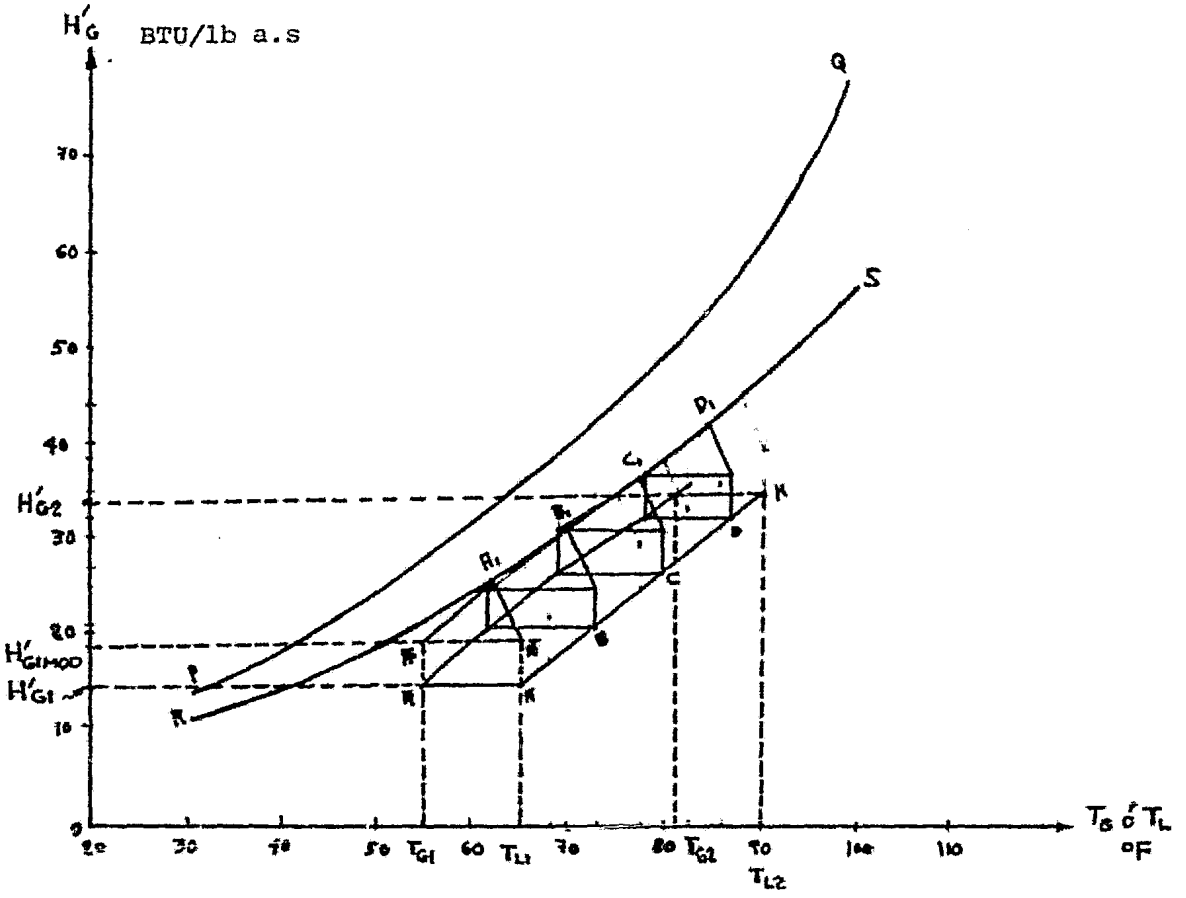


Figura 5.12

### 5.3.- Destilación.

Problema 1.- Una mezcla con composición 42% mol de heptano y 58% de etilbenceno se alimenta a una columna de platos a 760 mmHg, se desea un producto destilado con 97% mol de heptano y un producto de colas con 99% mol de etilbenceno.

- i) Usando una relación de reflujo  $L/D=2.5$  determinar el número de etapas de equilibrio, siendo la alimentación un líquido saturado.
- ii) Determinar la relación de reflujo mínimo.

Datos de equilibrio para el sistema heptano-etilbenceno a 760mmHg:

760 mmHg:

otros datos:

t °C	$x_{\text{heptano}}$	$y_{\text{heptano}}$
136.2	0	0
129.5	0.08	0.233
122.9	0.185	0.428
119.7	0.251	0.514
116.0	0.335	0.608
110.8	0.487	0.729
106.2	0.651	0.834
103.0	0.788	0.904
100.2	0.914	0.963
98.5	1.0	1.0

	Heptano	Etilbenceno
$\rho_{\text{av.}}$ g/cm <sup>3</sup>	0.611	0.795
$\lambda_{\text{av.}}$ cal/mol	7575	8600
$\lambda_{\text{av.}}$ cal/g	75.75	81.0
$C_{P,L,\text{av.}}$ cal/mol°C	51.9	43.4
$C_{Pv,\text{av.}}$ cal/mol°C	39.8	30.9
P.M $\frac{\text{g}}{\text{gmol}}$	100	106

Datos de entalpia-concentración a 760 mmHg para el sistema heptanoetilbenceno, estado de referencia: líq. puro a 0°C.

t°C	x <sub>heptano</sub>	H <sub>L</sub> cal/gmol	H <sub>G</sub> cal/mol
136.2	0	5920	14520
129.5	0.08	5697	14203
122.9	0.185	5520	13920
119.7	0.251	5440	13870
116.0	0.335	5360	13610
110.8	0.487	5260	13450
106.2	0.651	5170	13110
103.0	0.788	5160	12940
100.2	0.914	5124	12784
98.5	1.0	5100	12675

a) Método de McCabe-Thiele.

En la figura 5.13 se representan los datos de equilibrio y se procede como se describió para este método, siendo la pendiente de la línea de alimentación  $q=\infty$ ,  $z_F=0.42$ ,  $x_D=0.97$  y  $x_W=0.01$ ,  $R_D=2.5$ , ordenada al origen de la línea de operación de la sección de rectificación:

$$\frac{x_D}{R_D+1} = \frac{0.97}{2.5+1} = 0.277$$

Resultando  $n = 10$

$$\left(\frac{L_M}{G_M}\right)_{\min} = \frac{0.97-0.68}{0.97-0.42} = 0.527$$

$$\therefore \left(\frac{L_{Mo}}{D}\right)_{\min} = \frac{0.527}{1-0.527} = 1.115$$

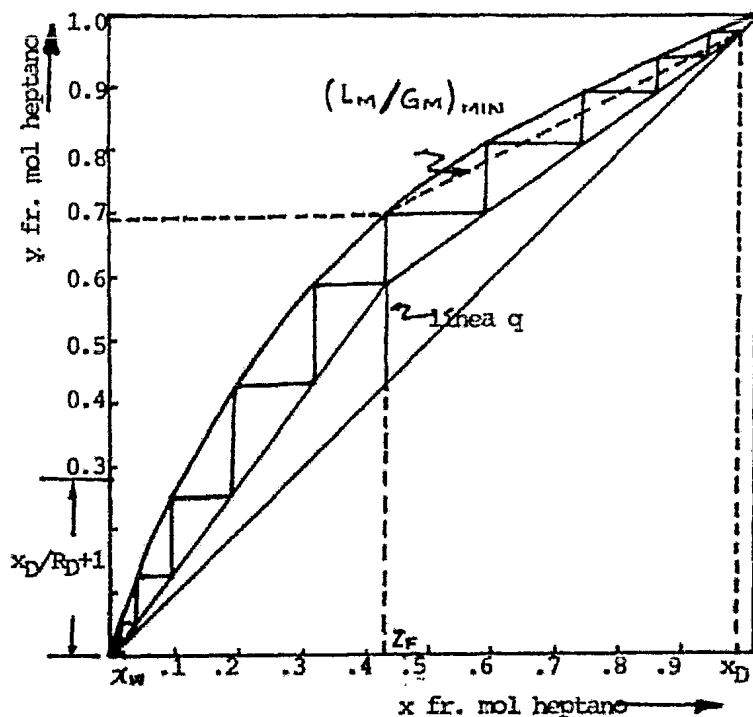


Figura 5.13

b) Método Ponchon-Savarit

En la figura 5.14 se procede como se describió para este método en el capítulo anterior:

De la figura 5.14:  $H_{G1} = 12340$  cal/gmol y  $H_{LD} = 4600$  cal/gmol

A partir de la ecuación de reflujo 4.21:

$$Q' = R_D(H_{G1} - H_{LD}) + H_{G1}$$

$$Q' = 31690 \text{ cal/gmol}$$

Fijando el punto  $\Delta_D$  de coordenadas  $x_D, Q'$  se obtiene la  $Q''$  con la intersección de la línea de entalpía global con la abscisa -

$$x_W: \quad Q'' = -14400 \text{ cal/gmol}$$

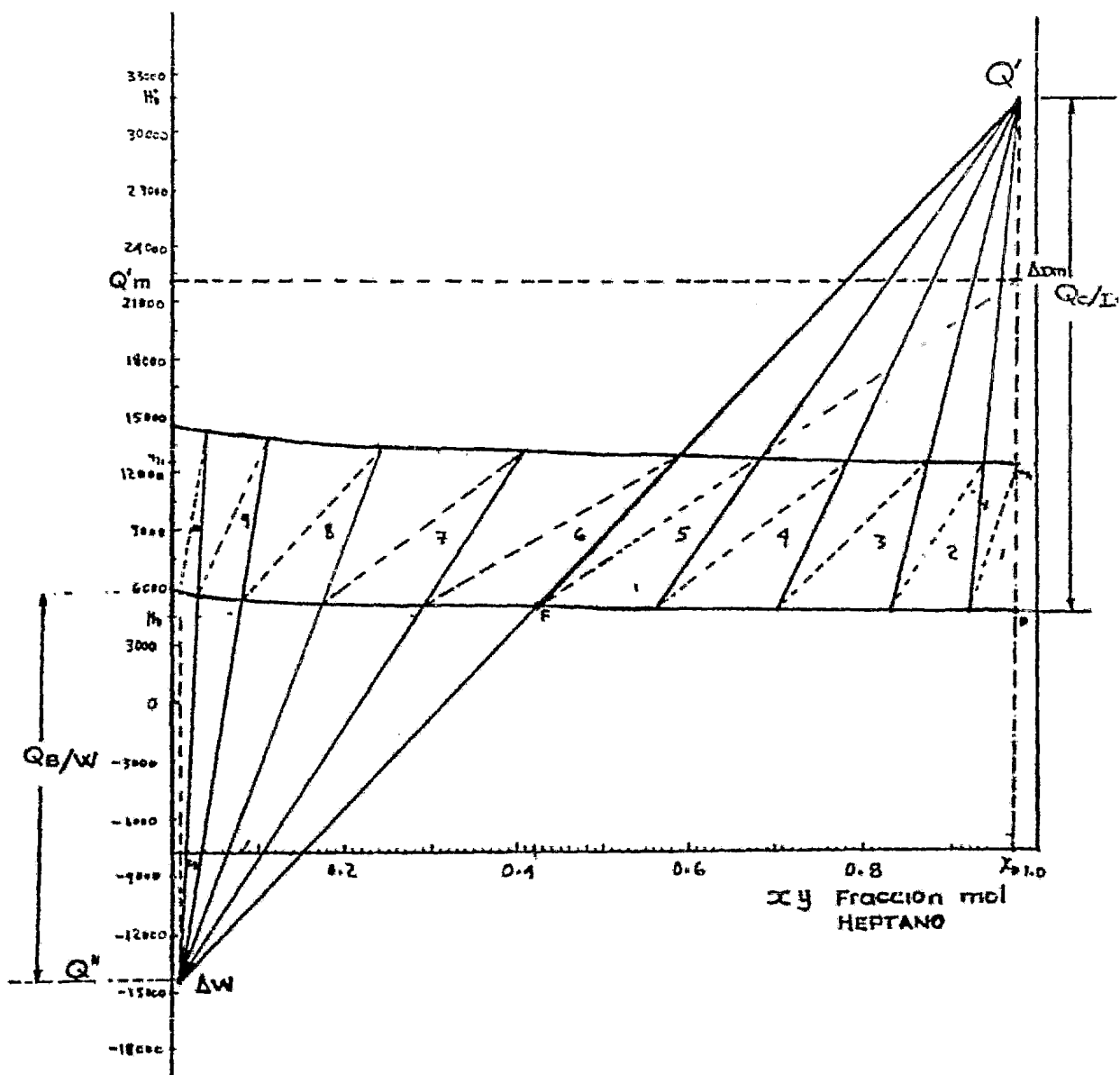


Figura 5.14

Resultando:  $n = 10$

$$Q'_m = 21900 \text{ cal/gmol}$$

$$R_{Dmin} = \frac{21900 - 12500}{12500 - 5300} = 1.3$$

$$R_{Dmin} = 1.3$$

c) Método modificado de McCabe-Thiele (I)

$$g = \frac{\lambda_B}{\lambda_A} = \frac{8600}{7575} = 1.135$$

$$\frac{D}{F} = \frac{x_F - x_w}{x_D - x_w} = \frac{.42 - .01}{.97 - .01} = .427$$

$$\frac{W}{F} = \frac{x_D - x_F}{x_D - x_w} = \frac{.97 - .42}{.97 - .01} = .573$$

f = número de moles de vapor en la alimentación por mol de alimentación

Ec. de línea de operación, zona de rectificación:

$$y_{n+1} \left[ 1 + \frac{(g-1)(x_D - x_n)}{(R_D + 1)[g - (g-1)x_D]} \right] = x_n + \frac{g(x_D - x_n)}{(R_D + 1)[g - (g-1)x_D]} \quad (4.30)$$

Para determinar  $R_D$  min.:

$y_n + 1 = .68$  ;  $x_n = .42$  ; sustituyendo valores en la ec. 4.30:

$$.68 \left[ 1 + \frac{(1.135)(.97 - .42)}{(R_D + 1)[1.135 - (1.135 - 1).97]} \right] = .42 + \frac{1.135(.97 - .42)}{(R_D + 1)[1.135 - (1.135 - 1).97]}$$

$$\boxed{R_{D \text{ min.}} = 1.2}$$

$$S = \frac{[g - (g-1)x_D] (R_D + 1) (D/F) - [g - (g-1)y_F]}{[g - (g-1)x_w] (W/F)} \quad (4.39)$$

$$S = \frac{[1.135 - (1.135 - 1).97] (2.5 + 1) (.427)}{[1.135 - (1.135 - 1).01] (.573)} = 2.31$$

Ec. de línea de operación, zona de agotamiento:

$$y_{m+1} \left[ 1 + \frac{(g-1)(x_m - x_w)}{S[g - (g-1)x_w]} \right] = x_m + \frac{g(x_m - x_w)}{S[g - (g-1)x_w]} \quad (4.37)$$

Sustituyendo valores en las ecuaciones 4.30 y 4.37:

$$Y_{n+1} \left[ 1 + \frac{.135(.97^{-x_n})}{3.514} \right] = x_n + \frac{1.135(.97^{-x_n})}{3.514}$$

$$Y_{n+1} \left[ 1 + \frac{.13 - .135x_n}{3.514} \right] = x_n + \frac{1.1 - 1.135x_n}{3.514}$$

$$Y_{n+1} (1.037 - .0384x_n) = x_n + .313 - .322x_n$$

$$\boxed{Y_{n+1} = \frac{.677x_n + .313}{1.037 - .0384x_n}} \text{ ----- (5.1)}$$

$$Y_{m+1} \left[ 1 + \frac{(1.135-1)(x_m-.01)}{2.31[1.135 - (1.135-1)(.01)]} \right] = x_m + \frac{1.135(x_m-.01)}{2.31(1.135-(1.135).01)}$$

$$Y_{m+1} \left[ 1 + \frac{.135x_m - 1.35 \cdot 10^{-3}}{2.62} \right] = x_m + \frac{1.135x_m - 1.135 \cdot 10^{-3}}{2.6187}$$

$$Y_{m+1} (1 + 5.15 \cdot 10^{-2}x_m - 5.15 \cdot 10^{-4}) = x_m + .433x_m - 4.33 \cdot 10^{-3}$$

$$Y_{m+1} (.9994 + 5.15 \cdot 10^{-2}x_m) = 1.433x_m - 4.33 \cdot 10^{-3}$$

$$\boxed{Y_{m+1} = \frac{1.433x_m - 4.33 \cdot 10^{-3}}{.9994 + 5.15 \cdot 10^{-2}x_m}} \text{ ----- (5.2)}$$

Ahora se tabulan datos de x e y para las líneas de operación a partir de las ecuaciones 5.1 y 5.2.



x	y
0	0
.1	.138
.2	.279
.3	.419
.42	.585
.5	.64
.6	.709
.7	.779
.8	.849
.9	.92
1.0	.991

Ec. 5.2

Ec. 5.1

Ahora se trazan las líneas de operación y la de equilibrio y se procede en la forma usual, sobre la fig. 5.15 resulta:

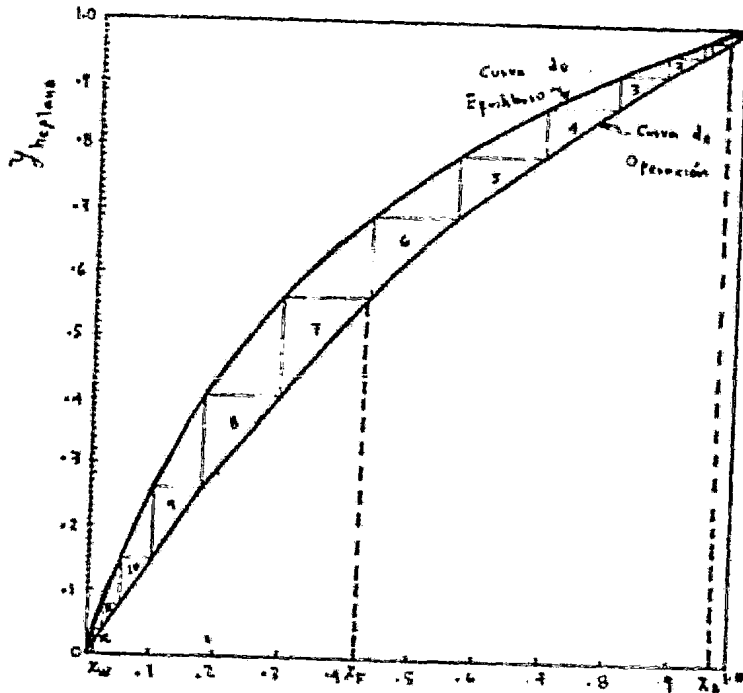


Figura 5.15

b) Método modificado de McCabe-Thiele (II)

$$AH_a = AH_{\text{etilbenceno}} = 8600 \frac{\text{cal}}{\text{mol}}$$

$$AH_b = AH_{\text{heptano}} = 7575 \frac{\text{cal}}{\text{mol}}$$

$$\mu_b = \frac{AH_b}{AH_a} = \frac{7575}{8600} = .88$$

Las ec. utilizadas para transformar los datos de equilibrio a las nuevas unidades son:

$$\bar{x}_a = \frac{x_a}{x_a + (1-x_a)\mu_b} \text{-----(4.65)}$$

$$\bar{y}_a = \frac{y_a}{y_a + (1-y_a)\mu_b} \text{-----(4.67)}$$

A partir de los datos de equilibrio proporcionados en el enunciado del problema se obtienen los nuevos datos  $\bar{x}$  e  $\bar{y}$  y se tabula la volatilidad obtenida mediante la ecuación:

$$\alpha = \frac{xy - y}{xy - x} \text{-----(5.3)}$$

$x_{\text{heptano}}$	$y_{\text{heptano}}$	$\alpha$	$\bar{x}_{\text{heptano}}$	$\bar{y}_{\text{heptano}}$
0.08	0.233	3.49	0.09	.25
0.185	0.428	3.29	0.2	.46
0.251	0.514	3.15	0.27	.54
0.335	0.608	3.07	0.36	.63
0.487	0.729	2.83	0.51	.75
0.651	0.834	2.69	0.68	.85
0.788	0.904	2.53	0.8	.91
0.914	0.963	2.44	0.92	.967

$$x_F = .42 ; \bar{x}_F = .45$$

$$x_B = .01 ; \bar{x}_B = .011$$

$$\bar{x}_D = .97 ; \bar{x}_D = .973$$

Ordenada al origen de la línea de operación de la sección de rec-tificación:

$$\frac{\bar{x}_D}{R_D + 1} = \frac{.973}{2.5 + 1} = .278$$

Ya que para un condensador total  $R = \frac{\bar{R}}{\bar{D}}$  .

$q = \infty$  por ser la alimentación un líquido saturado.

En la figura 5.16 se grafican los datos de equilibrio en las nuevas unidades, y se procede en la forma usual:

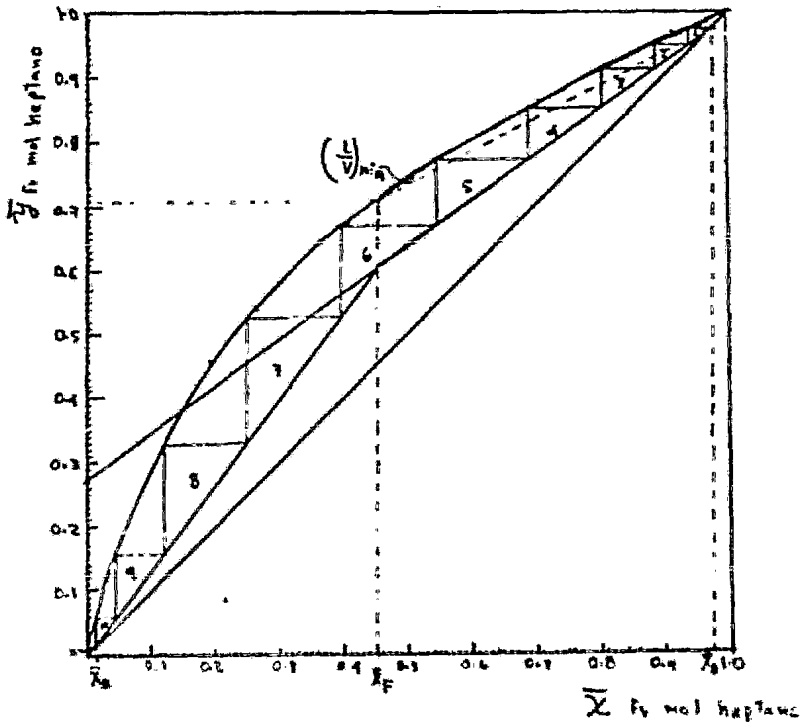


Figura 5.16

Resultando:

$$n = 10$$

$$(L/V)_{\min} = \frac{0.973 - 0.708}{0.973 - 0.45} = 0.506$$

$$(L/D)_{\min} = 0.506/1 - 0.506 = 1.02$$

$$R_{D\min} = 1.02$$

Problema 2.- Se desea separar una mezcla agua-ácido acético, - siendo  $x_P = 0.25$ , y la fracción de vapor en la alimentación es 0.5; el destilado tendrá una composición de 0.92 fracción mol y los fondos  $x_B = 0.031$ .

a) Hallar  $R_D$  min

b) Calcular el número de etapas teóricas utilizando una relación de reflujo  $R_D = 7.241$

$$\lambda_{H_2O} = 9709 \text{ cal/mol}$$

$$\lambda_{\text{acético}} = 5813 \text{ cal/mol}$$

Datos de equilibrio en fracción mol a 760 mmHg:

$x_{H_2O}$	0.048	0.208	0.256	0.407	0.564	0.662	0.768	0.849
$y_{H_2O}$	0.079	0.331	0.407	0.542	0.692	0.768	0.842	0.99
$x_{H_2O}$	0.946							
$y_{H_2O}$	0.961							

a) Método de McCabe-Thiele

La pendiente de la línea de alimentación es:

$$\frac{-1-f}{f} = -0.5/0.5 = -1.0$$

Para determinar  $R_D$  min.:

Trazando la recta que va del punto  $x_D, X_D$  e intersecta la curva de equilibrio en la figura 5.17, se lee:

$y = 0.3$        $x = 0.2$       y se calcula la  $(L_M/G_M)$  min.:

$$(L_M/G_M)_{\min.} = \frac{0.92 - 0.3}{0.92 - 0.2} = 0.861$$

$$R_D \text{ min.} = 6.19$$

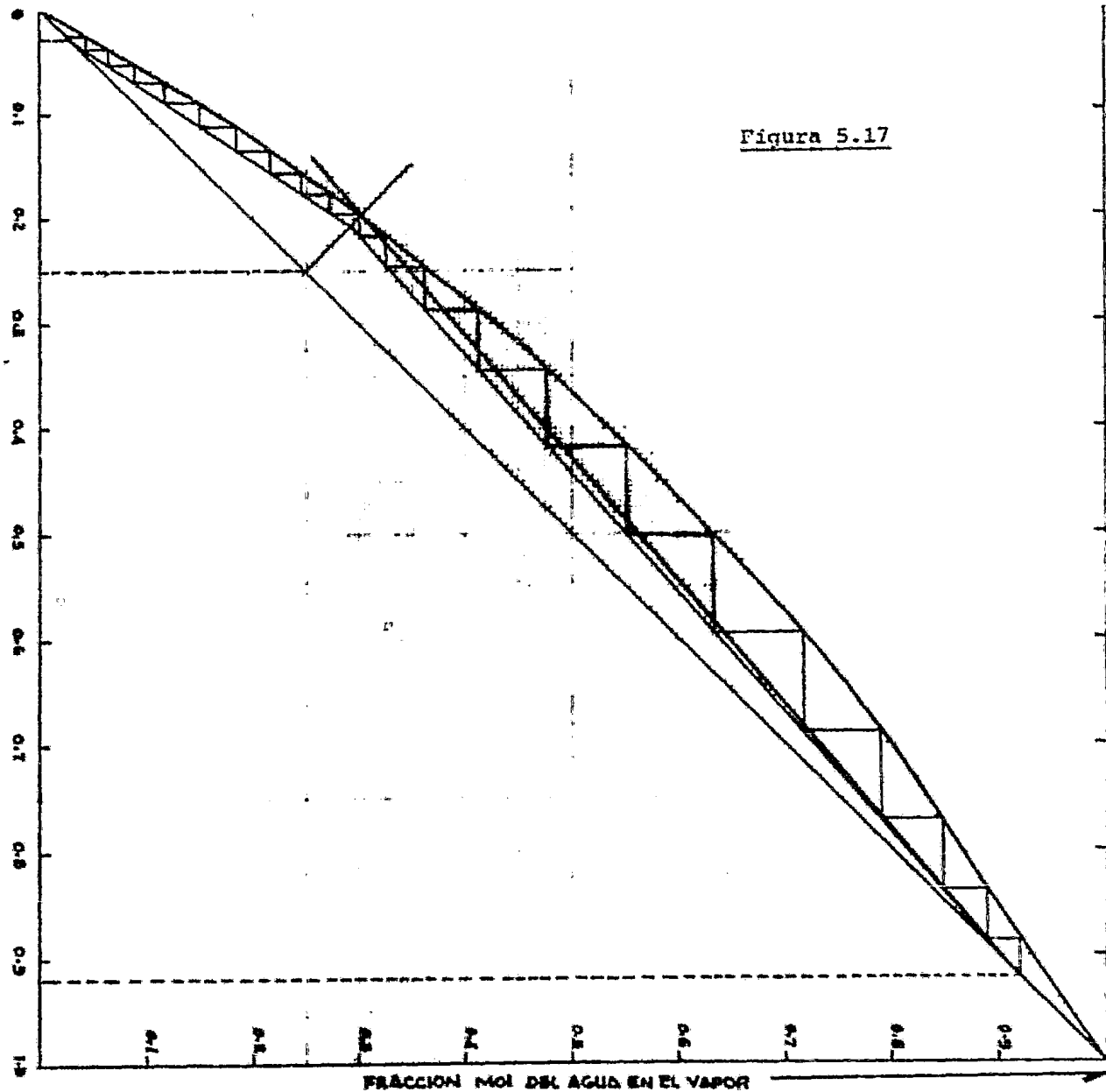
Ordenada al origen de la línea de operación de la zona de rectificación:

$$x_D / R_D + 1 = 0.92 / 7.241 + 1 = 0.111$$

Sobre la figura 5.17 se procede en la forma descrita para este método y resulta:

$$n = 21$$

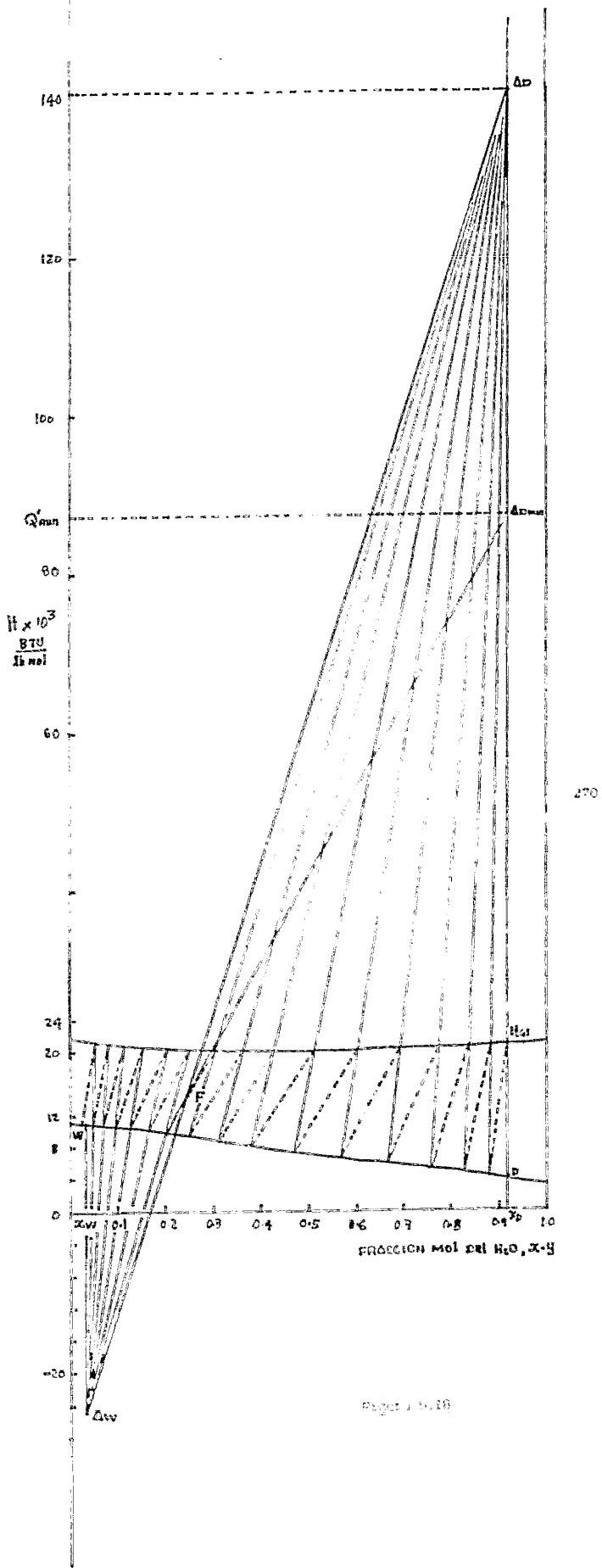
FRACCIÓN MOL DEL AGUA EN EL LIQUIDO



b) Método de Ponchon-Savarit

Datos para construir el diagrama entalpia-concentración:

$x_{\text{agua}}$	$H_L$ BTU/lb mol solución	$y_{\text{agua}}$	$H_G$ BTU/lb mol solución
0.0	11250.0	0.0	21708.0
0.05	10821.5	0.1	20902.6
0.1	10406.7	0.2	20397.4
0.2	9556.3	0.3	20083.3
0.3	8712.1	0.4	19932.4
0.4	7901.2	0.5	19909.5
0.5	7113.6	0.6	19954.3
0.55	6726.8	0.7	20073.6
0.6	6333.6	0.8	20256.7
0.65	5948.1	0.9	20459.5
0.7	5560.0	1.0	20707.2
0.75	5189.8		
0.8	4794.2		
0.9	4033.7		
0.95	3648.1		
1.0	3241.8		





$$g = \lambda_B / \lambda_A = \frac{5813}{9709} = 0.599$$

$$D/F = x_F - x_W / x_D - x_W = .25 - .031 / .92 - .031 = 0.2463$$

$$W/F = x_D - x_W / x_D - x_W = .92 - .25 / .92 - .031 = 0.7536$$

$$q = 0.5$$

Ecuación de la línea de operación, zona de rectificación, - - - -  
ec. 4.30:

$$Y_{n+1} = \left[ 1 + \frac{(g-1)(x_D - x_n)}{(R+1)[(g-(g-1)x_D)]} \right] x_n + \frac{g(x_D - x_n)}{(R+1)[(g-(g-1)x_D)]}$$

Para determinar  $R_D$  min:

$y_n = 0.3$  y  $x_n = 0.2$ , se sustituyen valores en la ec. 4.30 y se obtiene el valor de  $R_D$  min, resultando:

$$R_D \text{ min} = 4.35$$

Para determinar  $S$ , relación de ebullición y fondos se utiliza la ecuación 4.39, con  $R_D = 7.241$

$$S = \frac{(g-(g-1)x_D)(R+1)(D/F) - (g-(g-1)y_F)q}{(g-(g-1)x_W)(W/F)}$$

Obteniéndose  $S = 3.5$

Con  $R_D = 7.241$  y sustituyendo datos en la ec. 4.30 se obtiene la ecuación de la línea de operación de la zona de rectificación:

$$Y_{n+1} = \frac{0.925 x_n + 0.069}{.9537 + 0.05 x_n} = (5.4)$$

Para localizar el punto de alimentación:

Con  $x_F = 0.2$  e  $y_F = 0.3$  obtenidos anteriormente se sitúan en las líneas de líquido saturado y vapor saturado respectivamente en el diagrama entalpia-concentración (figura 5.18). El punto F se localiza en la intersección de la recta de reparto que une a  $x_F$  e  $y_F$  con la vertical  $z_F$ .

De la figura 5.18 se obtienen:

$$H_{G1} = 20650 \text{ BTU/lb mol}$$

$$H_{LD} = 4000 \text{ BTU/lb mol}$$

$$Q'_{\min} = 87400 \text{ BTU/lbmol}$$

$$R_D \min = \frac{Q'_{\min} - H_{G1}}{H_{G1} - H_{LD}} = 4.0$$

$R_D \min = 4.0$
------------------

$$R_D = 7.241$$

$$Q' = R_D * (H_{G1} - H_{LD}) + H_{G1}$$

$$Q' = 140488.5 \text{ BTU/lb mol}$$

Sobre la figura 5.18 resulta: 

$n = 16$
----------

Concentración en los extremos de rectas de reparto:

x	.88	.83	.76	.67	.57	.471	.38	.31	.25	.2	.166	.127
y	.92	.885	.84	.778	.695	.606	.515	.43	.365	.3	.25	.205
x	.095	.07	.05	.025								
y	.153	.11	.08	.054								

Para la zona de agotamiento la ecuación de la línea de operación es la ecuación 4.37:

$$Y_{m+1} \left[ 1 + \frac{(g-1)(x_m - x_w)}{S(g-(g-1)x_w)} \right] = x_m + \frac{g(x_m - x_w)}{S(g-(g-1)x_w)}$$

sustituyendo datos se obtiene:

$$Y_{m+1} = \frac{1.277 x_m - 0.00859}{1.005 - 0.1859 x_m} \text{ ----- (5.5)}$$

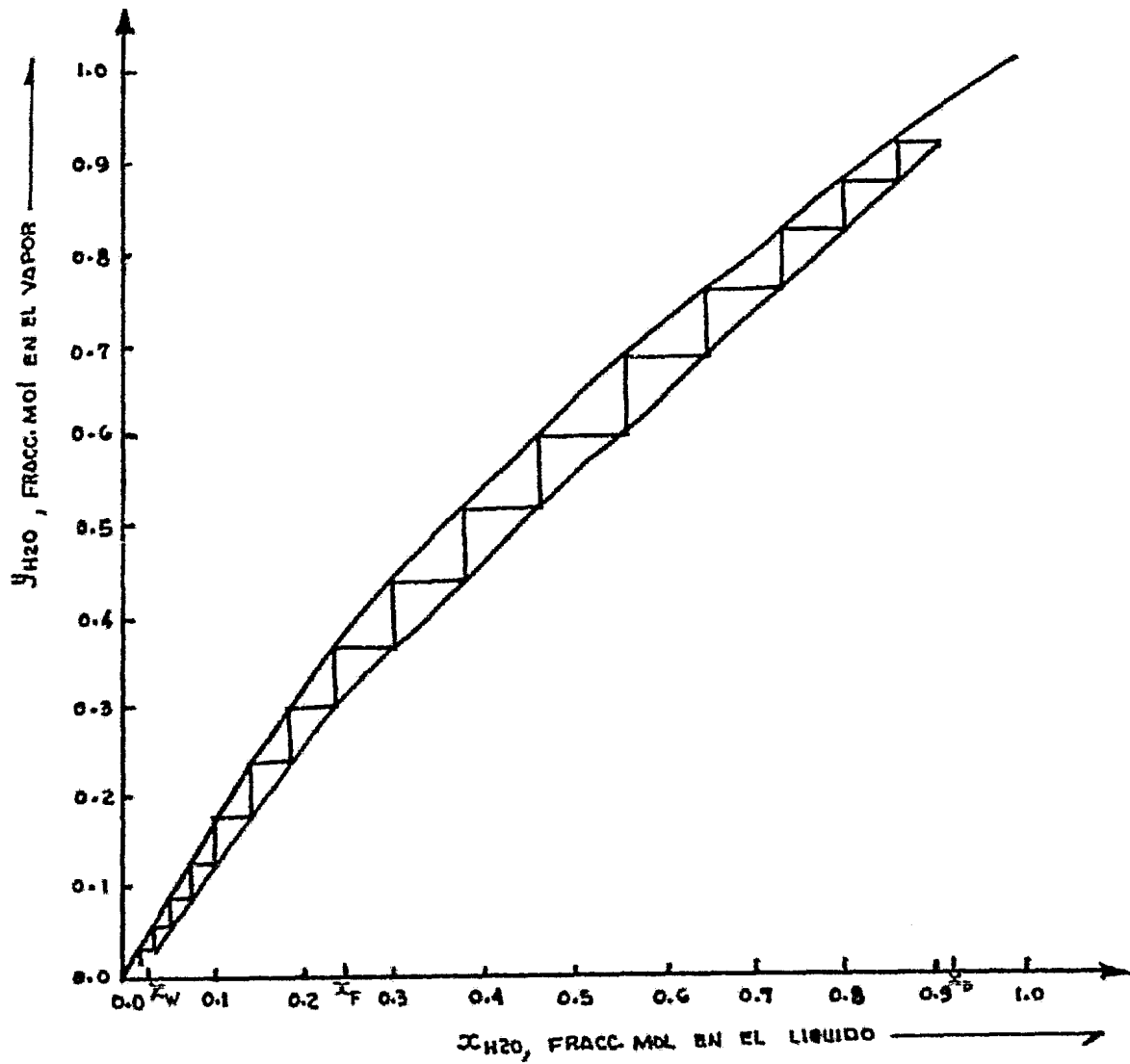
A partir de las ecuaciones 5.4 y 5.5 se obtienen los siguientes valores para trazar la curva de operación:

x	y	x	y	x	y	x	y
.031	.031	.25	.31	.50	.543	.75	.769
.05	.055	.30	.357	.55	.588	.80	.814
.1	.12	.35	.404	.60	.634	.85	.858
.15	.187	.40	.45	.65	.679	.90	.902
.22	.282	.45	.497	.70	.724	.92	.92

Ecuación 5.5
Ecuación 5.4

Procediendo en la forma descrita sobre la figura 5.19 resulta:

$n = 16$



**FIGURA 5.19**

d) Método modificado de McCabe-Thiele (II)

$$\mu_b = \frac{5813}{9709} = .5987$$

Las ec. utilizadas para transformar los datos de equilibrio a las nuevas unidades son:

$$\bar{x}_a = \frac{x_a}{x_a + (1-x_a)\mu_b} \text{ ----- (4.65)}$$

$$\bar{y}_a = \frac{y_a}{y_a + (1-y_a)\mu_b} \text{ ----- (4.67)}$$

$$\alpha = \frac{xy-y}{xy-x} \text{ ----- (5.3)}$$

x	y	$\bar{x}$	$\bar{y}$	$\alpha$
0.048	0.079	0.078	0.125	1.7
0.208	0.331	0.304	0.452	1.88
0.256	0.407	0.364	0.534	1.99
0.407	0.542	0.534	0.664	1.72
0.564	0.692	0.683	0.789	1.74
0.662	0.768	0.765	0.847	1.69
0.768	0.842	0.847	0.899	1.61
0.849	0.899	0.904	0.936	1.57
0.946	0.961	0.967	0.976	1.41

$$x_F = 0.25 \quad ; \quad \bar{x}_F = 0.35$$

$$x_W = 0.031 \quad ; \quad \bar{x}_W = 0.05$$

$$x_D = 0.92 \quad ; \quad \bar{x}_D = 0.95$$

Sobre la figura 5.20 se traza la línea de equilibrio modificada para determinar la  $R_D \text{ min}$  :

$$(L/V)_{\text{min}} = \frac{0.95 - 0.423}{0.95 - 0.283} = 0.79$$

$$(L/D)_{\text{min}} = 0.79/1 - 0.79 = 3.76$$

$$R_D \text{ min} = 3.76$$

Ordenada al origen de la línea de op., zona de enriquecimiento:

$$\bar{x}_D / R_{D+1} = 0.95/7.241 + 1 = 0.115$$

Procediendo en la forma descrita, sobre la figura 5.20 resulta:

$$n = 17$$

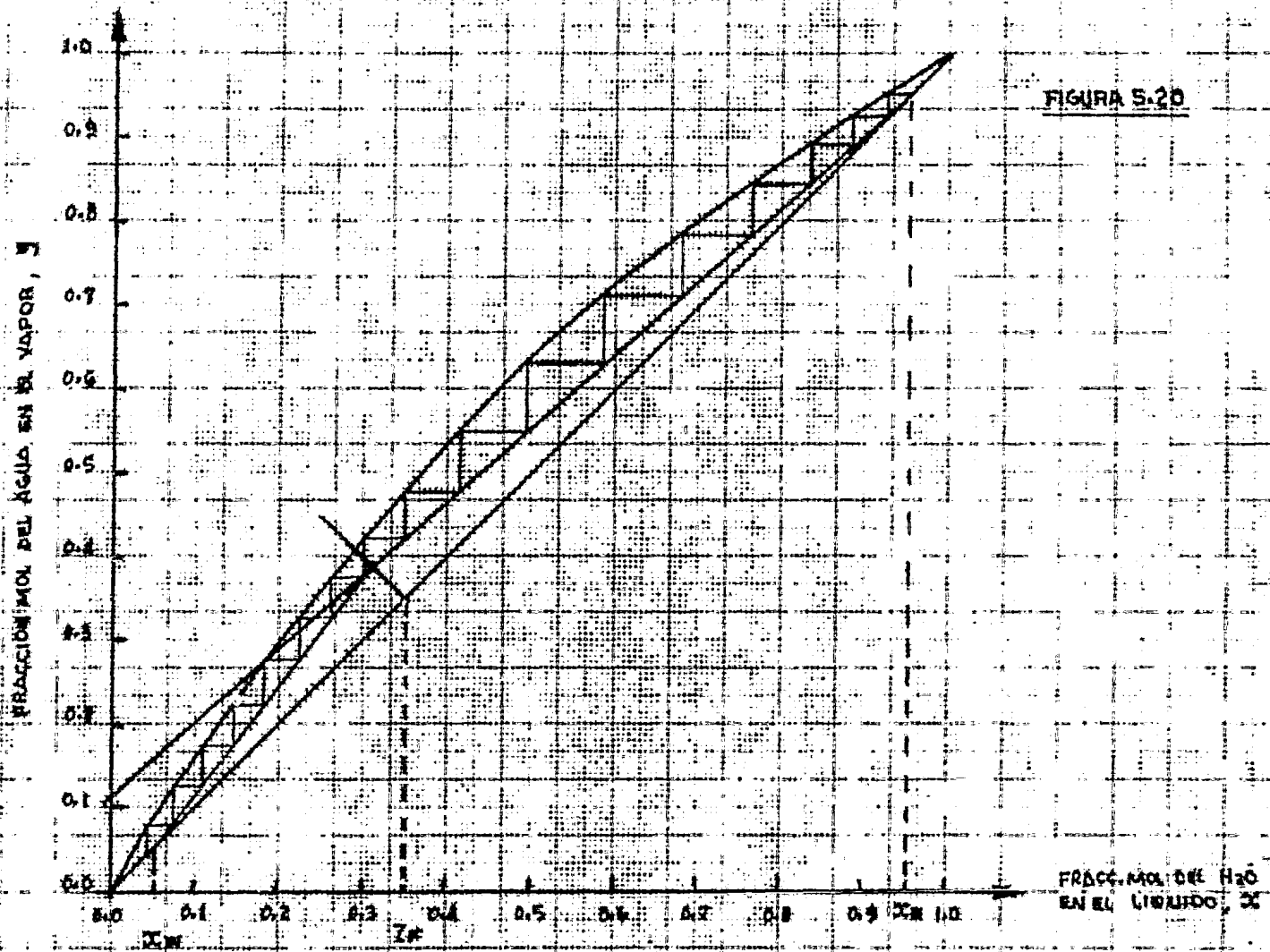


FIGURA S.20

#### 5.4.-Extracción Líquido-Líquido.

##### a) Extracción en simple etapa.

Problema 1.- 1000 kg. de una mezcla de ácido acético-cloroformo de composición 50% en peso de ácido acético se tratan, en contacto - sencillo con agua a 18°C para extraer el ácido acético.

Calcular:

- i) Las cantidades mínima y máxima de agua a emplear.
- ii) La concentración máxima que puede alcanzar el ácido acético en el producto extraído.
- iii) La cantidad de agua a emplear para que la concentración - del producto extraído sea máxima.

Datos de equilibrio a 18°C correspondientes a extremos de rectas de reparto:

Fase pesada, peso %			Fase ligera, peso %		
CHCl <sub>3</sub>	H <sub>2</sub> O	CH <sub>3</sub> COOH	CHCl <sub>3</sub>	H <sub>2</sub> O	CH <sub>3</sub> COOH
99.01	0.99	0.00	0.84	99.16	0.00
91.85	1.38	6.77	1.21	73.69	25.10
80.00	2.28	17.72	7.30	48.58	44.12
70.13	4.12	25.75	15.11	34.71	50.18
67.15	5.20	27.65	18.33	31.11	50.56
59.99	7.93	32.08	25.20	25.39	49.41
55.81	9.53	34.61	28.85	23.28	47.87

- i) La cantidad mínima de disolvente será la que ha de emplearse para saturar la mezcla, es decir, para llevarla hasta la zona de dos fases (punto D, figura 5.21), cuya composición leyda en el diagrama resulta  $x_D=0.283$ .



Por un balance de materia aplicado al ácido acético resulta:

$$F x_F = D x_D = (F + B_{\min}) x_D$$

$$100 \cdot 0.3 = (100 + B_{\min}) 0.283$$

$$S_{F\min} = 6 \text{ kg.}$$

Empleando esta cantidad mínima de B, la cantidad de extracto sería infinitesimal, y la de refinado sería máxima.

La cantidad máxima de disolvente a emplear sería aquella para la cual se obtendría una cantidad infinitesimal de refinado (máxima de extracto), es decir, la necesaria para que la mezcla global resultante fuera la correspondiente al punto G sobre la curva de saturación, cuya composición leída en el diagrama resulta  $x_G = 0.005$ . Por un balance de materia aplicado al componente C (ácido acético) se obtiene:

$$F x_F = G x_G = (F + S_{F\max}) x_G$$

$$S_{F\max} = 5900 \text{ kg.}$$

- ii) Para que la concentración del producto extraído sea máxima, la recta BE' ha de ser tangente a la curva binodal, correspondiendo el punto de tangencia a la composición del extracto.

Sobre la figura 5.21 se obtiene:

$$Y = 0.955 = 95.5 \% \text{ de ácido acético}$$

$$y = 0.28$$

iii) De acuerdo con las condiciones en ii), se traza una recta de reparto por el punto de tangencia T. La intersección de esta recta de reparto con la recta F B fija el punto M, cuya composición leída sobre el diagrama resulta  $x_M=0.185$ .

La cantidad de agua necesaria se calcula con la ecuación 4.97:

$$S_F = \frac{F(x_F - x_{M1})}{(x_{M1} - y_5)}$$

$$S_F = \frac{100(0.3 - 0.185)}{0.185}$$

$S_F = 62.2 \text{ kg}$

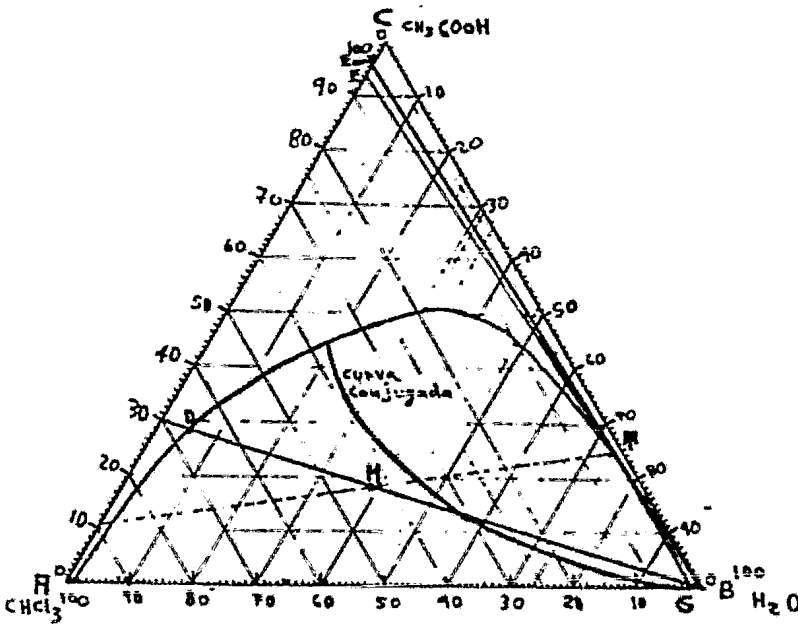


Figura 5.21

b) Contacto simple de múltiple etapa.

Problema 2.- 100 Kg. de una disolución de A y C, de composición 30% en peso de C, se somete a un proceso de extracción simple - en múltiple etapa empleando como disolvente el componente B. El proceso se realiza en 3 etapas utilizando 50 Kg. de B en cada - etapa. Calcular:

- i) Cantidad y composición del extracto y del refinado en - cada una de las etapas.
- ii) Cantidad y composición del producto extraído y del pro- ducto refinado.
- iii) La composición máxima de C que puede obtenerse con este método de extracción:

Datos de equilibrio para este sistema, % en peso:

Refinado			Extracto		
A	B	C	A	B	C
95.0	5.0	0.0	10.0	90.0	0.0
92.5	5.0	2.5	10.1	82.0	7.9
89.9	5.1	5.0	10.8	74.2	15.0
87.3	5.2	7.5	11.5	67.5	21.0
84.6	5.4	10.0	12.7	61.1	26.2
81.9	5.6	12.5	14.2	55.8	30.0
79.1	5.9	15.0	15.9	50.3	33.8
76.3	6.2	17.5	17.8	45.7	36.5
73.4	6.6	20.0	19.6	41.4	39.0
67.5	7.5	25.0	24.6	32.9	42.5
61.1	8.9	30.0	28.0	27.5	44.5
54.4	10.6	35.0	33.3	21.7	45.0
46.6	13.4	40.0	40.5	16.5	43.0
43.4	15.0	41.6	43.4	15.0	41.6

i) 1<sup>a</sup> etapa: Sobre la figura 5.22 se traza la recta BF y sobre ella se localiza el punto M<sub>1</sub>, tomando en cuenta - que:

$$M_1 = F + S_{F1} = 100 + 50 = 150 \text{ Kg.}$$

$$F x_F = M_1 x_{M_1}$$

$$\therefore x_{M_1} = \frac{F \cdot x_F}{M_1} = \frac{100 \cdot 0.3}{150} = 0.2$$

Las composiciones del extracto y del refinado se leen en las intersecciones de la recta de reparto que pasa por M<sub>1</sub> con la curva binodal:

$$y_1 = 0.28$$

$$x_1 = 0.113$$

Las cantidades de refinado y extracto se calculan mediante - las ecuaciones 2.71 y 2.71.C

$$E_1 = \frac{M_1(x_{M_1} - x_1)}{y_1 - x_1}$$

$$R_1 = M_1 - E_1$$

$$E_1 = \frac{150 \cdot (0.2 - 0.113)}{0.28 - 0.113} = 78.1 \text{ Kg}$$

$$R_1 = 150 - 78.1 = 71.9 \text{ Kg}$$

2<sup>a</sup> etapa: Sobre la figura 5.22 se traza la recta BR<sub>1</sub> y sobre ella se localiza el punto M<sub>2</sub> tomando en cuenta que:

$$M_2 = R_1 + S_{F2} = 71.9 + 50 = 121.9 \text{ Kg}$$

$$x_{M_2} = \frac{R_1 \cdot x_1}{M_2} = \frac{71.9 \cdot 0.113}{121.9}$$

$$x_{M_2} = 0.067$$

Las composiciones del extracto y el refinado procedentes de la segunda etapa se obtienen de la recta de reparto que pasa por  $M_2$  con la curva binodal, resultando:

$$y_2 = 0.1$$

$$x_2 = 0.031$$

Las cantidades de extracto y refinado serán:

$$E_2 = \frac{121.9 (0.067 - 0.031)}{0.1 - 0.031} = 64.5 \text{ kg.}$$

$$R_2 = 121.9 - 64.5 = 57.4 \text{ kg}$$

3<sup>a</sup> etapa: De la misma forma que para las etapas anteriores se --  
obtiene:

$$M_3 = 57.4 + 50 = 107.4 \text{ kg}$$

$$x_{M_3} = \frac{R_2 * x_2}{M_3} = \frac{57.4 * 0.031}{107.4} = 0.016$$

$$y_3 = 0.023$$

$$x_3 = 0.008$$

$$E_3 = \frac{107.4 (0.016 - 0.008)}{0.023 - 0.008} = 60.2 \text{ kg}$$

$$R_3 = 107.4 - 60.2 = 47.2 \text{ kg}$$

ii) La composición del refinado leída sobre la figura 5.22 -  
en el punto  $R_3$  es 0.05, por tanto, la cantidad de producto  
refinado será:

$$R^1 = R_3 * (1 - x_{R_3})$$

$$R^1 = 47.2 * (1 - 0.05) = 44.8 \text{ kg}$$

La composición del producto refinado se lee en la intersección de la recta  $BR_3$  con el lado AC sobre la figura 5.22:

$$x_3 = 0.009$$

La cantidad total de extracto será:  $E = E_1 + E_2 + E_3$

$$E = 78.1 + 64.5 + 60.2 = 202.8 \text{ kg}$$

La cantidad de C en el extracto será:

$$C = E_1 * y_1 + E_2 * y_2 + E_3 * y_3$$

$$C = 78.1 * 0.28 + 64.5 * 0.1 + 60.2 * 0.023 =$$

$$C = 29.7 \text{ kg}$$

Cantidad de A en el producto extraído será:

$$A = F(1 - x_F) - R'(1 - X_3)$$

$$A = 100(1 - .3) - 44.8(1 - .009) = 25.6 \text{ kg}$$

Cantidad total de producto extraído será:

$$E' = C + A$$

$$E' = 29.7 + 25.6 = 55.3$$

Composición del extracto:

$$x_E = \frac{\text{cantidad de C}}{\text{cantidad de extracto}}$$

$$x_E = 29.7 / 202.8 = 0.146$$

Composición del producto extraído:

$$Y = C / E' = \frac{29.7}{55.3} = .537$$

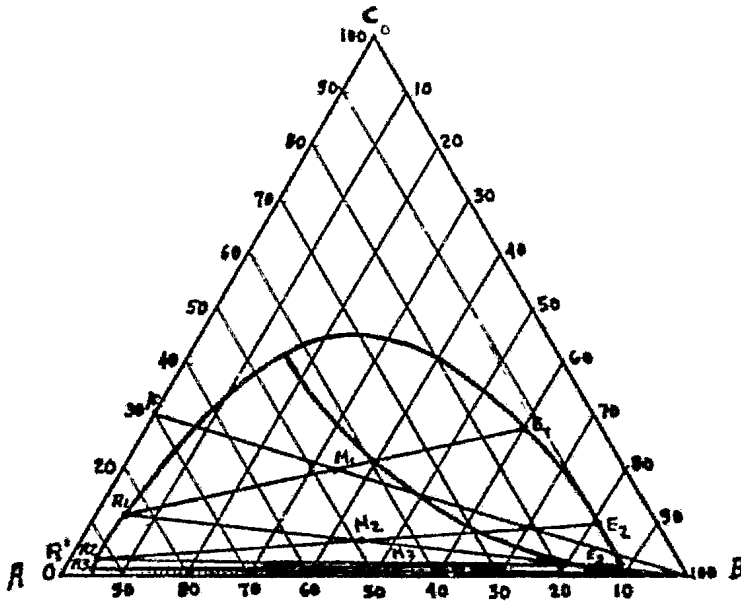


Figura 5.22

c) Contacto múltiple en contracorriente.

Problema 3.- Una solución acuosa de ácido acético de composición 30% en peso de acético se extrae con éter isopropílico a 20°C en un sistema de contacto múltiple en contracorriente.

Calcular el número de etapas teóricas si la cantidad de éter isopropílico empleado es 40% superior al mínimo y la composición del refinado es del 4% en peso de ácido acético.

Datos de equilibrio para este sistema a 20°C, % en peso:

Capa Acuosa			Capa Etérea		
Acido Acético	Agua	Eter	Acido Acético	Agua	Eter
0.69	98.1	1.2	0.18	0.5	99.3
1.41	97.1	1.5	0.37	0.7	98.9
2.89	95.5	1.6	0.79	0.8	98.4
6.42	91.7	1.9	1.93	1.0	97.1
13.2	84.4	2.3	4.82	1.9	93.3
25.5	71.1	3.4	11.4	3.9	84.7
36.7	58.9	4.4	21.6	6.9	71.5
44.3	45.1	10.6	31.1	10.8	58.1
46.4	37.1	16.5	36.2	15.1	48.7

Base de cálculo: 100 kg. de alimentación:



Sobre el lado AC del diagrama triangular (figura 5.23) se fijan los puntos F y R'. Trazando la recta R'B, su intersección con la curva binodal en la zona del refinado proporciona la composición del refinado correspondiente a la última etapa, resultando:

$$x_n = 0.039$$

Prolongando la recta de reparto que pasa por F hasta su intersección con la prolongación de la recta R'B, se fija el punto  $\Delta R_{\min}$  que corresponde a la cantidad mínima de disolvente a emplear.

La intersección de la recta  $\Delta R_{\min}$  con la curva binodal en la zona correspondiente al extracto proporciona:

$$(y_1)_{\text{máx.}} = 0.16$$

Trazando las rectas  $(y_1)_{\text{máx.}}R'$  y FB su intersección fija el punto  $M_{\min}$  al que corresponde:

$$(x_M)_{\text{máx.}} = 0.13$$

La cantidad mínima de disolvente se calcula por medio de la ecuación 4.77.a

$$S_{F\min.} = \frac{F \cdot x_F}{(x_M)_{\text{máx.}}} - F = \frac{100 \cdot 0.3}{0.13} - 100$$

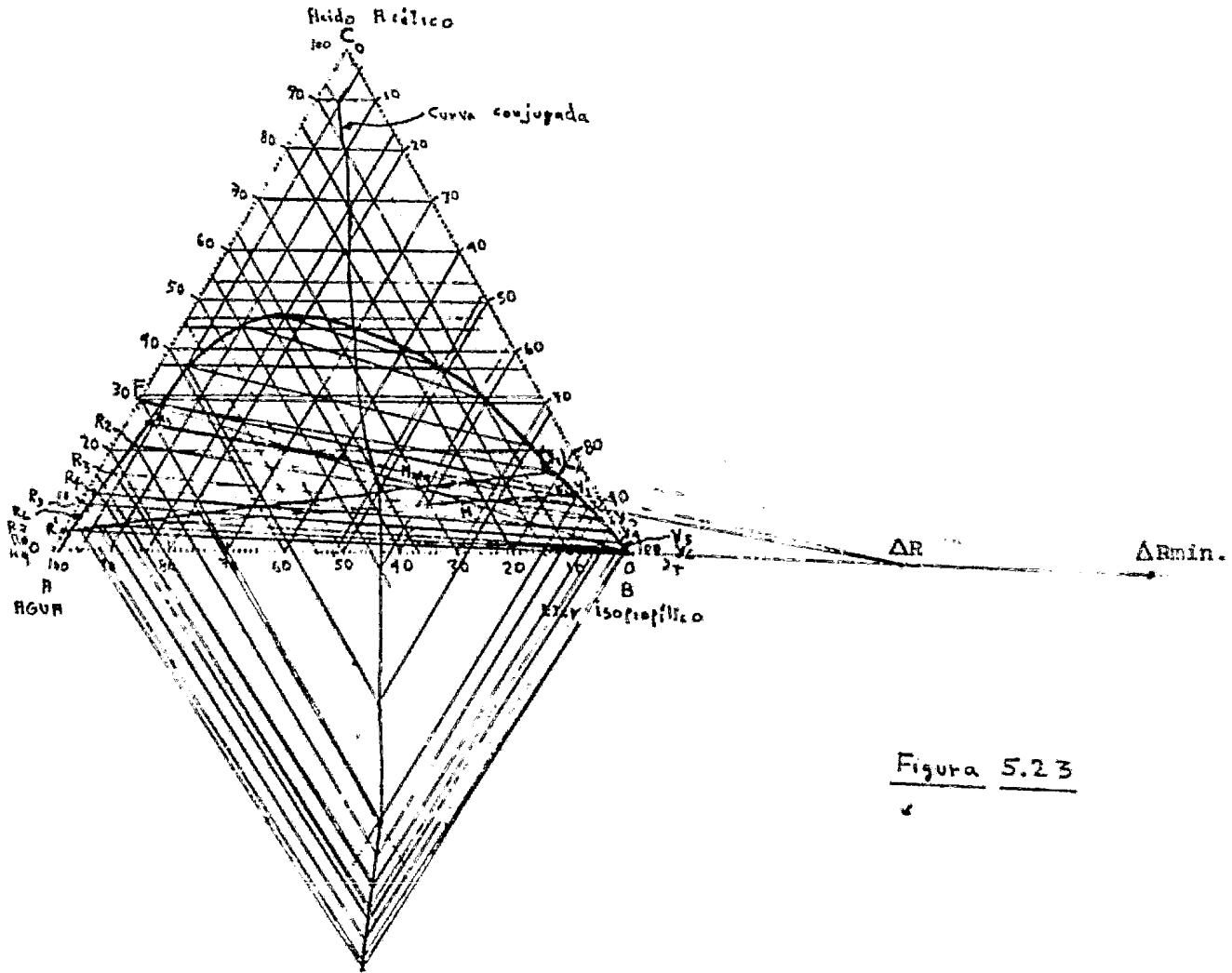
$$S_{F\min.} = 130.8 \text{ Kg.}$$

$$\text{Disolvente empleado: } S_F = S_{F\min.} \cdot 1.4 = 130.8 \cdot 1.4$$

$$S_F = 183 \text{ Kg.}$$

El punto M que corresponde a esta proporción estará sobre la recta FB, y su abscisa  $x_M$  se encuentra mediante la ecuación 4.79.a

$$x_M = \frac{F \cdot x_F}{F + S_F} = \frac{100 \cdot 0.3}{100 + 183} = .106$$



La intersección de la recta  $R_n M$  con la curva binodal en la zona del extracto fija  $E_1$ , al que corresponde  $y_1=0.12$ .

Trazando la recta  $FE_1$ , su intersección con la recta  $R'B$  fija la posición del punto  $\Delta R$ .

La recta de reparto que pasa por  $E_1$  permite situar  $R_1$  para el que:

$$x_1=0.26$$

Trazando la recta  $R_1 \Delta R$  se localiza  $E_2$ , para el cual  $Y_2=.093$

La recta de reparto que pasa por  $E_2$  permite situar  $R_2$ , para el cual  $x_2=.215$ . Procediendo en esta forma se hallan los siguientes valores:

$Y_3 = .068$	$x_3 = .158$
$Y_4 = .047$	$x_4 = .115$
$Y_5 = .028$	$x_5 = .095$
$Y_6 = .017$	$x_6 = .07$
$Y_7 = .011$	$x_7 = .057$
$Y_8 = .008$	$x_8 = .049$
$Y_9 = .003$	$x_9 = .037$

Por lo que resulta:

$n = 9$
---------

d) Contacto múltiple en contracorriente con reflujo.

Problema 4.- 1000 lb/hr de una solución 50% en peso de etilben<sub>c</sub>eno (A) y 50% de estireno (C) se separan a 25°C en productos con - 10% y 90% de estireno respectivamente, con dietilen glicol (B) como solvente:

- i) Determinar el número mínimo de etapas teóricas.
- ii) Determinar la relación de reflujo de extracto mínima.
- iii) Determinar el número de etapas teóricas para una relación de reflujo del extracto 1.5 veces la mínima.

Datos de equilibrio:

Refinado		Extracto	
$X$ estireno estireno+etilbenceno	$N_B$ glicol estireno+etilbenceno	$Y$ estireno estireno+etilbenceno	$N_B$ glicol estireno+etilbenceno
0	0.00675	0	8.62
0.087	0.00817	0.1429	7.71
0.1883	0.00938	0.273	6.81
0.288	0.01010	0.386	6.04
0.384	0.01101	0.48	5.44
0.458	0.01215	0.557	5.02
0.464	0.01215	0.565	4.95
0.561	0.01410	0.655	4.46
0.573	0.01405	0.674	4.37
0.781	0.01833	0.833	3.47
1.00	0.0256	1.00	2.69

Sobre la figura 5.24 se procede a la solución del problema, utilizando el sistema de coordenadas sobre la base libre de solvente.

$X_F=0.5$  fracción en peso de estireno

$Y_{PE}=0.9$

$X_{RNP}=0.1$  Todos sobre una base libre de solvente.

El número mínimo de etapas se determina trazando una línea de unión a partir de  $E_1$ , que sobre la línea del refinado fija  $R_1$ , una línea vertical a partir de  $R_1$  fija  $E_2$  sobre la línea del extracto; una línea de unión a partir de  $E_2$  fija  $R_2$  sobre la línea del refinado y así sucesivamente hasta alcanzar la concentración del producto refinado  $X=0.1$ . En este inciso a reflujo total las líneas de operación son verticales, a partir de  $R_1$ ,  $R_2$ , etc., resultando sobre la figura 5.24:

$$N_{\text{mín.}} = 10$$

Sobre la figura 5.25 la línea de unión que pasa por el punto  $F$ , al extenderla su intersección con la vertical de abscisa 0.9 fija el punto  $\Delta E_m'$  cuyas coordenadas son:

$$N_{\Delta E_m} = 20.8 \quad Y_{P_E'} = 0.9$$

$$N_{E_1} = 3.1$$

A partir de la ec. de reflujo externo para la sección de enriquecimiento del extracto ecuación 2.84.d.

$$\left(\frac{R_o}{P_E}\right)_{\text{mín.}} = \frac{N_{\Delta E_m} - N_{E_1}}{N_{E_1}} = \frac{20.8 - 3.1}{3.1} = 5.7$$

$$\left(\frac{R_o}{P_E}\right)_{\text{mín.}} = 5.7 \frac{\text{lb reflujo}}{\text{lb producto}}$$

Para determinar el número de etapas utilizando un reflujo 1.5 veces superior al mínimo:

$$(1.5) (5.7) = \frac{N_{\Delta E} - 3.1}{3.1}$$

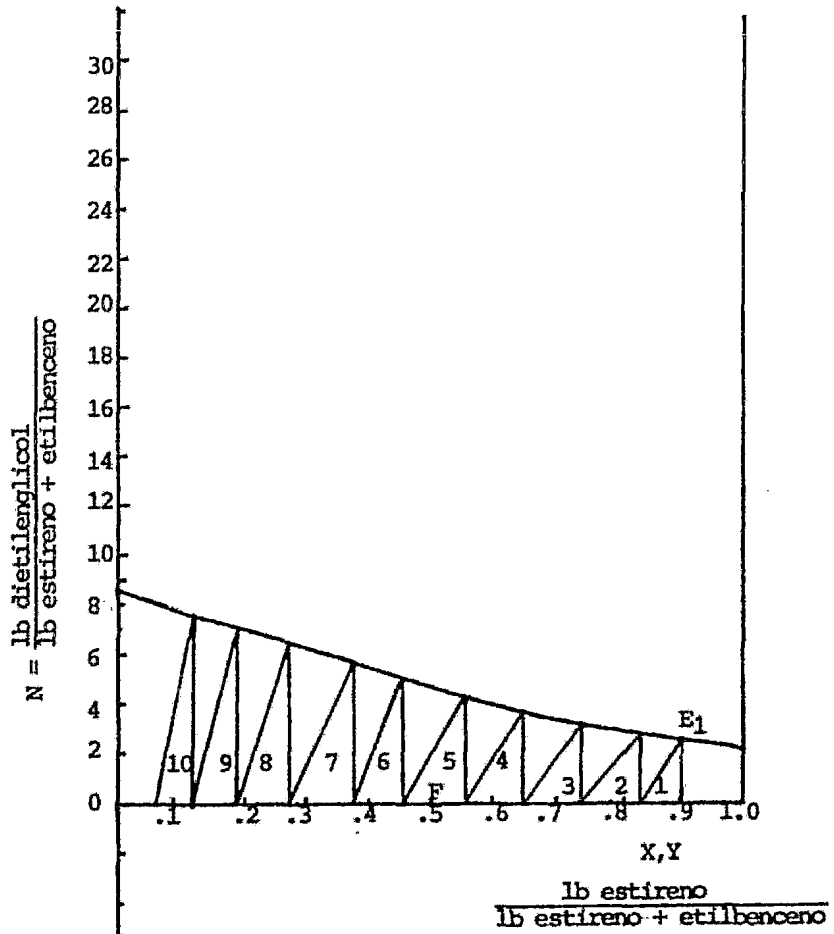


Figura 5.24

Por lo tanto:

$$N_{\Delta E} = (1.5) * (5.7) * 3.1 + 3.1$$

$$N_{\Delta E} = 29.6, \text{ que fija el punto } \Delta E' \text{ con coordenadas } (0.9, 29.6)$$

Trazando una recta a partir de  $\Delta E'$  pasando por el punto F ---  
intersecta la vertical  $X_{Rnp} = 0.1$  en el punto  $\Delta R'$  cuya ordenada es:

$$N_{\Delta R} = 29.6$$

Procediendo en la forma descrita para este método de contacto,  
sobre la figura 5.25, resulta:

$$n = 15$$

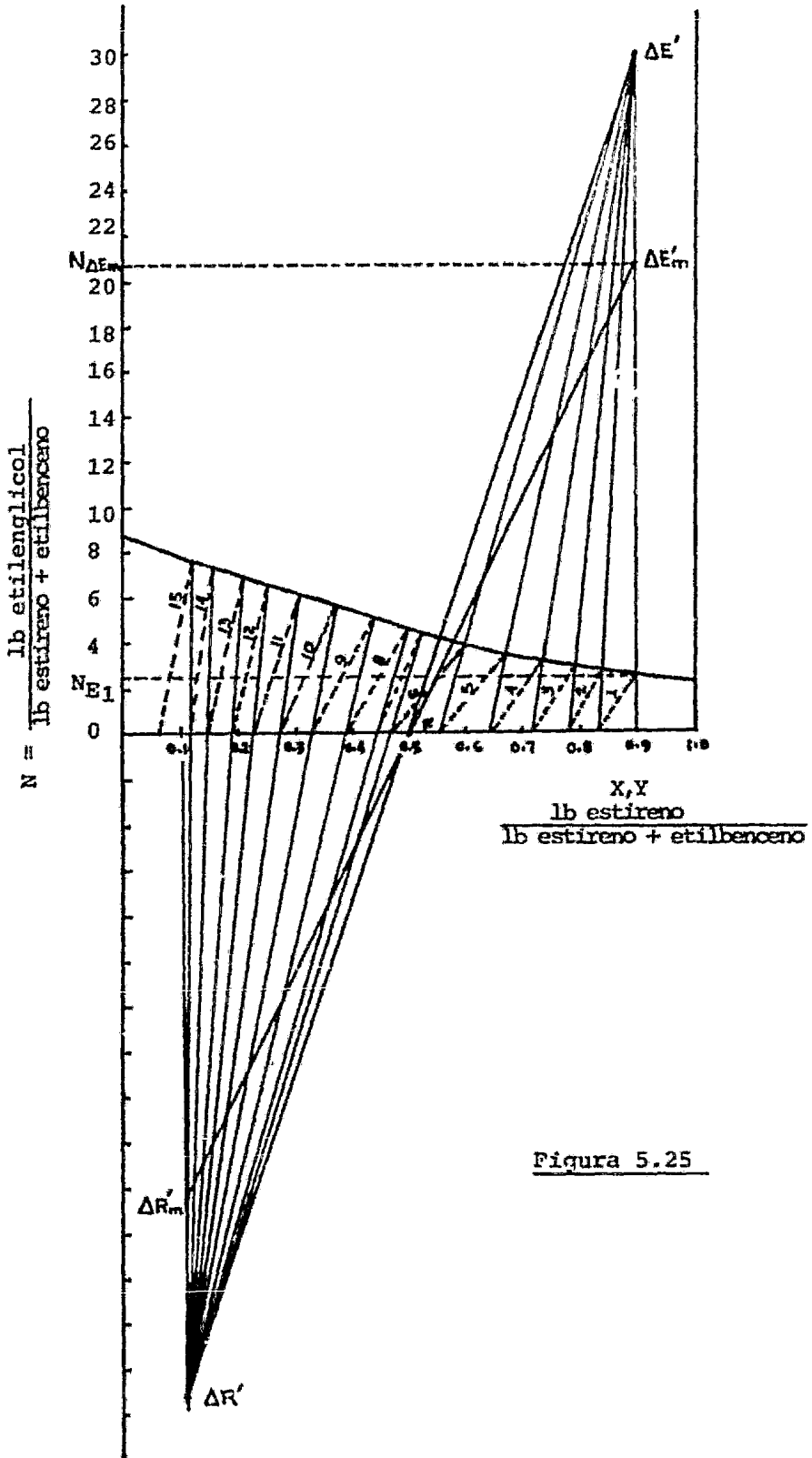


Figura 5.25



e) Contacto continuo.

Problema 5.- 2000 lb/hr de una solución acuosa de Acido acético (C) al 30% en peso se ponen en contacto con eter isopropilico (B) para obtener un producto refinado con concentración  $X=0.02$ . Calcular el número de unidades de transferencia si se utilizan 5000 lb/hr de solvente, la operación se lleva a cabo a 20°C.

Datos de equilibrio a 20°C

% Acido Acético	Refinado		Extracto		
	% Agua	capa acuosa % eter Isopropilico	% Acido Acético	% Agua	capa eterea % eter Isopropilico
0.69	98.1	1.2	0.18	0.5	99.3
1.41	97.1	1.5	0.37	0.7	98.9
2.89	95.5	1.6	0.79	0.8	98.4
6.42	91.7	1.9	1.93	1.0	97.1
13.3	84.4	2.3	4.82	1.9	93.3
25.5	71.1	3.4	11.4	3.9	84.7
36.7	58.9	4.4	21.6	6.9	71.5
44.3	45.1	10.6	31.1	10.8	58.1
46.4	37.1	16.5	36.2	15.1	48.7

De donde se obtienen los datos para trazar la curva de equilibrio, en fracción peso de ácido acético en el refinado y en el extracto:

x	.0069	.0141	.0289	.0642	.133	.255	.367
y*	.0018	.0037	.0079	.0193	.0482	.114	.216

Para trazar la curva de operación se procede de la siguiente manera:

Los datos de equilibrio se grafican en coordenadas triangulares sobre la figura 5.26:

Sobre el lado AC se fijan los puntos  $F=0.3$  y  $R'=0.02$ .

Se traza la recta FB.

El punto M de mezcla se calcula mediante la ec. 2.71.6

$$x_M = \frac{F \cdot x_F}{F + S_F} = \frac{2000 \cdot 0.3}{2000 + 5000} = 0.0857$$

Se traza la recta  $R_1M$  y su intersección con la curva binodal en la zona del extracto fija el punto  $E_1$ , al que corresponde  $y_1=0.1$ .

Trazando la recta  $FE_1$ , su intersección con la recta  $R'B$  fija el punto P.

Los valores para la curva de operación se obtienen trazando rectas al azar que pasen por P y que corten a la curva binodal, siendo los valores extremos:  $x_F=0.3$  y  $x_n=0.02$ .

De esta forma se tabulan los siguientes datos:

x	0	0.01	0.02	0.04	0.06	0.08	0.1
y	0.02	0.055	0.09	0.15	0.205	0.25	0.3

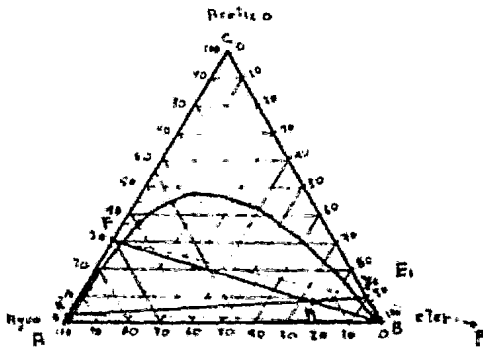


Figura 5.26

Ahora se obtienen los valores de  $x$  y  $x^*$  de la figura 5.27 en donde se representan las curvas de equilibrio y de operación.

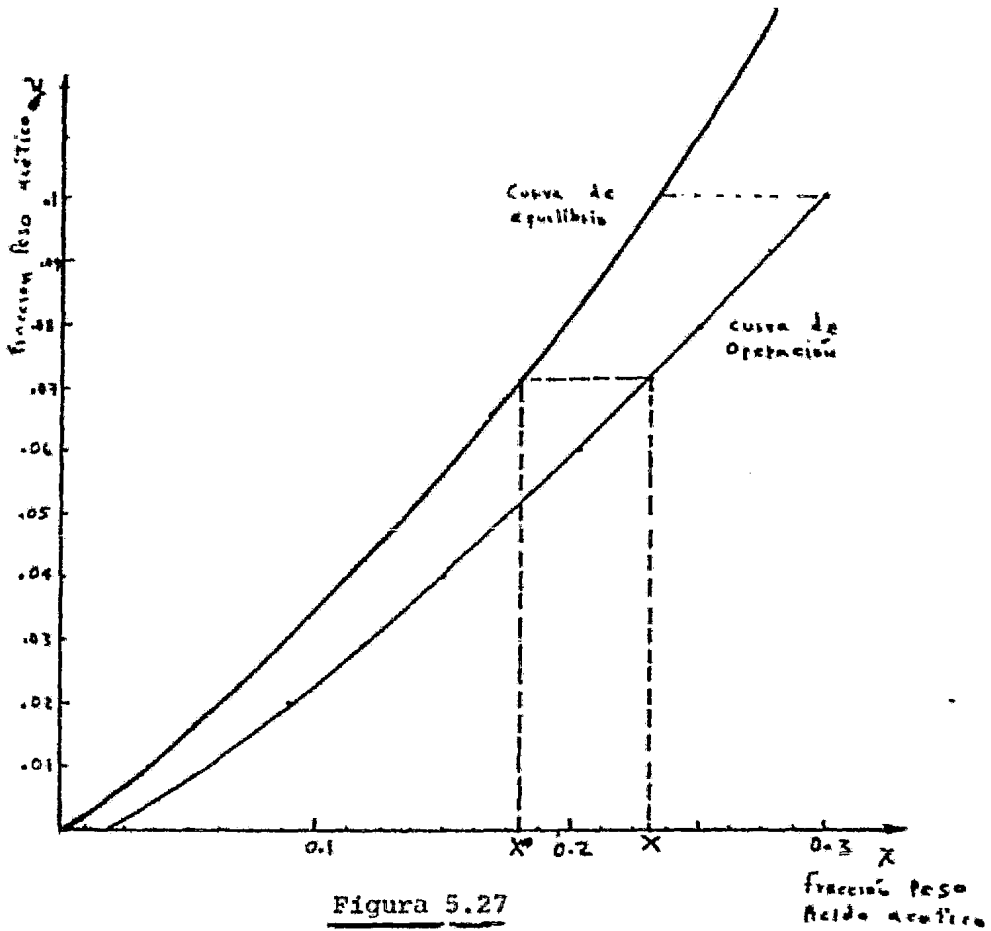


Figura 5.27

Para integrar gráficamente la ecuación 4.82 se obtienen los siguientes datos:

x	x*	$\frac{1}{x-x^*}$
0.3	0.23	14.3
0.25	0.192	17.25
0.2	0.154	20.75
0.15	0.114	27.8
0.10	0.075	40.0
0.05	0.03	50.0
0.02	0.0	50.0

El área bajo la curva se calcula por la regla de Simpson:

$$A = \frac{1}{3} * 0.05 * (14.3 + 4 * 17.25 + 2 * 20.75 + 4 * 27.8 + 2 * 40.0 + 4 * 50 + 50.0)$$

$$A = 9.43$$

$$N_{tOR} = \int_{x_2}^{x_1} \frac{dx}{x-x^*} + \frac{1}{2} \ln \frac{1-x_2}{1-x_1}$$

Como se utilizan fracciones peso la ec. 4.82 se modifica de la siguiente forma:

$$N_{tOR} = \int_{x_2}^{x_1} \frac{dx}{x-x^*} + \frac{1}{2} \ln \frac{1-x_2}{1-x_1} + \frac{1}{2} \ln \frac{(x_2(r-1)+1)}{(x_1(r-1)+1)}$$

Siendo r= relación de pesos moleculares de solvente a soluto en el refinado.

En este caso:

$$PM_{\text{CH}_3\text{COOH}} = 60$$

$$r = \frac{18}{60} = 0.3$$

$$PM_{\text{H}_2\text{O}} = 18$$

$$N_{\text{tOR}} = 9.43 + \frac{1}{2} \ln \frac{1 - 0.02 + 1}{1 - 0.3} + \frac{1}{2} \ln \frac{(.02(.3 - 1) + 1)}{(.3(.3 - 1) + 1)}$$

$$N_{\text{tOR}} = 9.43 + 0.168 + 0.11$$

$$\boxed{N_{\text{tOR}} = 9.7}$$

## SOLUCION ANALITICA.

5.1. Absorción de gases.

Problema 1 : Se desea estimar el diámetro, la altura de la unidad de transferencia y el número de unidades de transferencia para una torre empacada con anillos raschiq de cerámica de 2" que operará bajo las siguientes condiciones:

Fase ligera: Fluido --- Nitrógeno mas vapor de disulfuro de carbono  
 Temperatura --- 24°C (75°F)  
 Presión --- Atmosférica, 768 mm Hg abs  
 Flujo --- 0.4 m<sup>3</sup>/sec (50 853.2 ft<sup>3</sup>/hr)  
 Presión parcial de CS<sub>2</sub> en la alimentación --- 50mm Hg abs  
 % de CS<sub>2</sub> en la corriente de salida --- 0.5%  
 $\Delta P_{\max.}$  a través del empaque --- 0.4" col. de agua/  
 qt de empaque

Fase pesada: Fluido --- Aceite de absorción  
 Peso molecular --- 180  
 Viscosidad --- 2.0 Cp  
 Sp. gr. --- 0.81 a 24°C  
 Composición de la corriente de entrada --- 0.0  
 Tensión superficial --- 30 dinas/cm

Relación líquido - gas = 1.5 (L/G) mínimo

Presión de vapor del CS<sub>2</sub> a 24°C = 346 mm Hg abs

Consideraciones: Operación isotérmica

Las soluciones de aceite y CS<sub>2</sub> siguen la ley de Raoult.

Solución:

Condición de la fase ligera que entra al equipo:

$$y_{\text{CS}_2} = p_{\text{CS}_2} / P_{\text{total}} = 0.0658 \text{ lbMol de CS}_2 / \text{lbMol totales}$$

$$y_{\text{N}_2} = 1 - y_{\text{CS}_2} = 0.9342 \text{ lbMol de N}_2 / \text{lbMol totales}$$

$$Y_{\text{CS}_2} = y_{\text{CS}_2} / y_{\text{N}_2} = 0.0704 \text{ lbMol de CS}_2 / \text{lbMol de N}_2$$

M.W. promedio = 31.157

$$\rho_g = 0.0798 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3}$$

$G_M = 130.25 \text{ lbMol/hr de mezcla gaseosa}$

$G'_M = G_{\text{N}_2} = 121.7 \text{ lbMol/hr de Nitrógeno}$

Condiciones de la fase ligera que sale del equipo:

$$y_{\text{CS}_2} = 0.005 \text{ lbMol CS}_2 / \text{lbMol totales}$$

$$y_{\text{N}_2} = 0.995 \text{ lbMol N}_2 / \text{lbMol totales}$$

$$Y_{\text{CS}_2} = y_{\text{CS}_2} / y_{\text{N}_2} = 0.005025 \text{ lbMol CS}_2 / \text{lbMol N}_2$$

$G_M = 122.3115 \text{ lbMol/hr de mezcla gaseosa}$

M.W. promedio = 28.24

$$\rho_g = 0.07236 \text{ lb/ft}^3$$

Línea de equilibrio:

$$y_{\text{CS}_2} = \frac{P^{\circ}_{\text{CS}_2}}{P_{\text{tot.}}} x_{\text{CS}_2} ; y_{\text{CS}_2} = 0.4553 x_{\text{CS}_2}$$

$$\frac{Y_{CS_2}}{1 + Y_{CS_2}} = \frac{P^{\circ} CS_2}{P_{tot}} \frac{X_{CS_2}}{1 + X_{CS_2}} ; \frac{Y_{CS_2}}{1 + Y_{CS_2}} = 0.4553 \frac{X_{CS_2}}{1 + X_{CS_2}}$$

$x_{CS_2}$	0.0	0.02	0.04	0.08	0.12	0.16
$X_{CS_2}$	0.0	0.0204	0.0417	0.087	0.1363	0.19
$y_{CS_2}$	0.0	0.0091	0.0182	0.0364	0.0546	0.0729
$Y_{CS_2}$	0.0	0.00919	0.0186	0.038	0.058	0.0786

Línea de operación:

$$G'_M (Y_1 - Y) = L'_M (X_1 - X)$$

$$\left(\frac{L'_M}{G'_M}\right)_{operación} = 0.5805 \quad \text{Ver Fig. 5.28}$$

de donde:

$$L'_M = 70.64 \text{ lbMol/hr de aceite de absorción}$$

Y las condiciones de la corriente de salida de la fase pesada son:

$$X_{CS_2} = 0.1126 \text{ lbMol de } CS_2/\text{lbMol de aceite de absorción}$$

$$x_{CS_2} = 0.1012 \text{ lbMol de } CS_2/\text{lbMol de mezcla líquida}$$

$$M.W. \text{ promedio} = 169.5$$

$$L_M = 78.59 \text{ lbMol/hr de mezcla líquida}$$

a). Estimación del diámetro de la Torre:

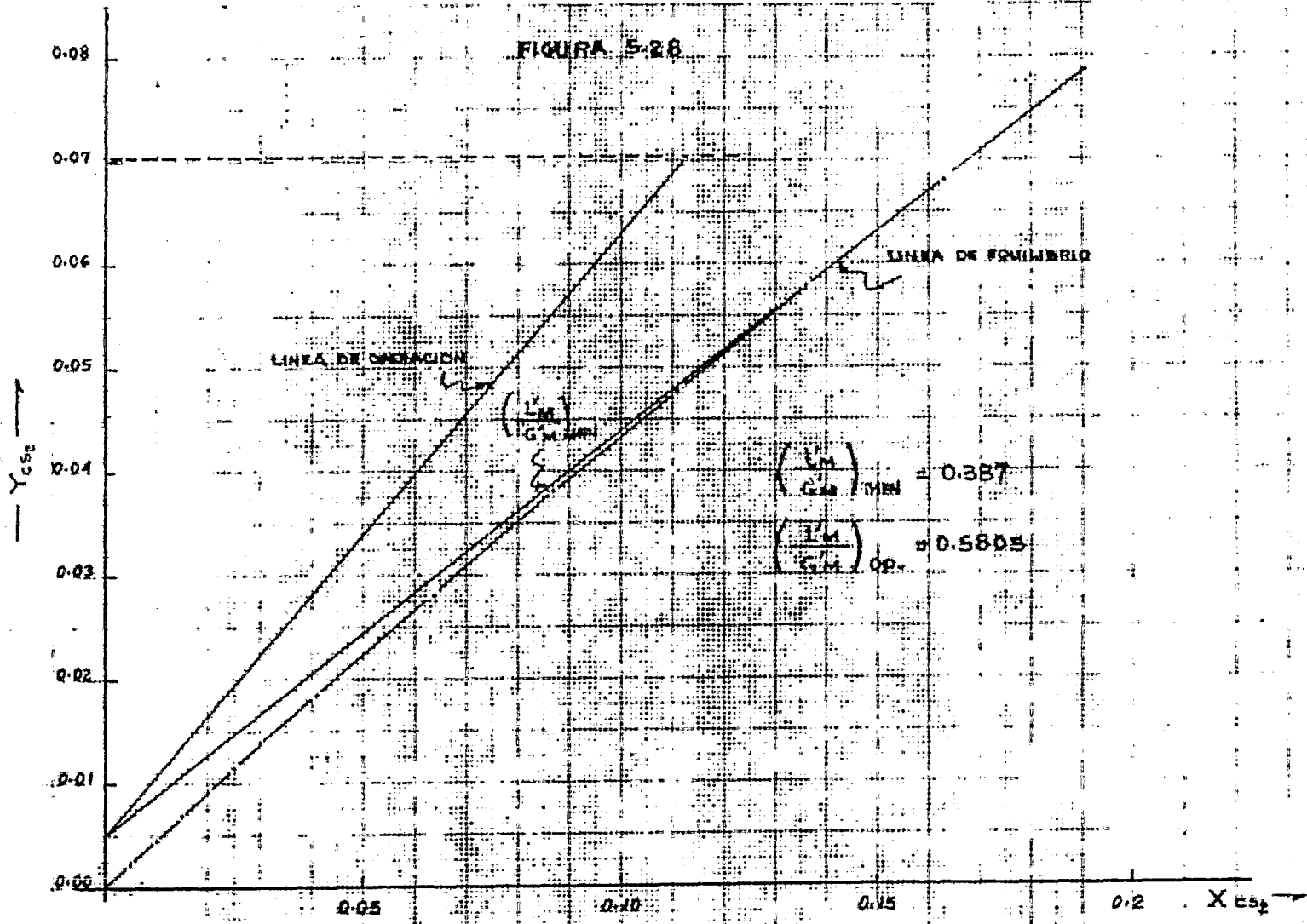
a.1. Utilizando la figura 3.2

$$WL = L_M \times MW \text{ prom.} = 13321 \text{ lb/hr de mezcla líquida}$$

$$WG = G_M \times MW \text{ prom.} = 4058.1 \text{ lb/hr de mezcla gaseosa}$$



FIGURA 5-28



Los flujos anteriores corresponden a la parte inferior del equipo (punto de entrada y salida de la fase libre y pesada, respectivamente).

$$\rho_{g_{\text{prom.}}} = 0.0798 \text{ lb/ft}^3$$

$$\rho_{L_{\text{prom.}}} : \quad \rho_L \text{ aceite} = 50.46 \text{ lb/ft}^3 \quad 24^\circ\text{C}$$

$$\rho_L \text{ CS}_2 = 78.68 \text{ lb/ft}^3 \quad 20^\circ\text{C}$$

$$\rho_{L_{\text{prom.}}} = 51.3 \text{ lb/ft}^3$$

$$\left(\frac{L}{G}\right) \left(\frac{\rho_g}{\rho_L}\right)^{1/2} = \left(\frac{W_L}{W_G}\right) \left(\frac{\rho_g}{\rho_L}\right)^{1/2} = 0.1294$$

$$Y, \quad \frac{G^2 F_p \psi \mu_L^{0.2}}{\rho_g \rho_L g_c} = 0.0355 \text{ para } \Delta P = 0.4'' \text{ W.C./ft de empaque}$$

$$= 0.119 \text{ para el punto de inundación}$$

$$F_p = a/\epsilon^3 = \frac{28 \text{ ft}^2/\text{ft}^3}{(0.74)^3} = 69.097$$

$$= \frac{\rho_{\text{H}_2\text{O}}}{\rho_L} = 1.214$$

$$g_c = 4.17 \times 10^8 \text{ lbf} \cdot \text{ft}/\text{lbm} \cdot \text{hr}^2$$

por lo tanto:

$$G = 998.4 \text{ lb/hr ft}^2 \text{ para } \Delta P = 0.4'' \text{ W.C./ft de empaque}$$

$$G_i = 1827.93 \text{ lb/hr ft}^2 \text{ para el punto de inundación}$$

Como se puede ver, el punto de operación se encuentra aproximadamente al 54.6% del punto de inundación:

$$S = W_G/G = 4.064 \text{ ft}^2$$

$$D = (S/0.785)^{1/2} = 2.275 \text{ ft} = 0.7 \text{ m}$$

a.2. Utilizando las ecuaciones: 3.2.a, 3.2.b, 3.2.c y 3.3  
Sustituyendo valores en la ec. 3.4 y 3.5, se tiene:

$$A = L_n \left( \beta_g / \beta_L \right) - 9.291 = -15.757$$

$$B = 78.164 + 9.507 L_n \left[ (L/51.3)^2 (1.201 \times 10^{-7}) \right]$$

$$L = W_L/S$$

$$G_{\text{operación}} = G_{\text{inundación}} \times 0.546$$

$$S = W_G/G_{\text{operación}} \text{ ----- (5.6)}$$

Las ecuaciones anteriores se resuelven por prueba error suponiendo un valor para el área de flujo en la Torre y checando contra el área obtenida por la ecuación 5.6

S	L	B	X <sup>(1)</sup>	G <sub>i</sub> <sup>(2)</sup>	G <sub>op</sub>	S
ft <sup>2</sup>	lb/hrft <sup>2</sup>			$\frac{\text{lb}}{\text{hrft}^2}$	$\frac{\text{lb}}{\text{hrft}^2}$	ft <sup>2</sup>
1.0	13321	32.38	2.43	1173.55	640.77	6.34
3.0	4440.4	11.49	0.77	2063.5	1126.7	3.6
3.45	3861.2	8.83	0.58	2157.77	1178.11	3.44

(1) de la ecuación 3.3

(2) de la ecuación 3.2.a

$$\therefore S = 3.45 \text{ ft}^2 = 0.785 (D)^2$$

$$D = 2.096 \text{ ft} = 0.64 \text{ m.}$$

Resumen : Tabla 5.1

	G <sub>operación</sub>	G <sub>inundación</sub>	Diámetro
	$\frac{\text{lb}}{\text{hr ft}^2}$	$\frac{\text{lb}}{\text{hr ft}^2}$	ft
De fig. 3.2	989.4	1827.93	2.275
De ec 3.2 a 3.3	1178.11	2157.77	2.096

b). Estimación de la altura de la unidad de transferencia. Se determinará la altura de la unidad de transferencia, tanto para la fase pesada como para la fase ligera, utilizando las diferentes correlaciones presentadas en el capítulo 3.

b.1. Fase pesada:

b.1.1. A partir de la ec. 3.9 y para anillos raschig de 2" de diámetro:

$$L = 3276.2 \frac{\text{lb}}{\text{hr ft}^2}$$

$$\mu'_L = 0.484 \text{ lb/hr ft}$$

$$\mathcal{D}_L = 4.625 \times 10^{-4} \text{ ft}^2/\text{hr}$$

$$\frac{L}{k_{La}} = 19.99 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^2} ; k_{La} = 163.9 \frac{\text{lbMol}}{\text{hr ft}^3 \left( \frac{\text{lbMol}}{\text{ft}^3} \right)}$$

$$Y \quad HL = \frac{L}{k_{La} \rho_L} = 0.3961 \text{ ft}$$

$$\text{ó} \quad k_{xa} = k_{La} \times C$$

$$C_{\text{demo}} = \rho_L = 50.463 \text{ lb/ft}^3 = 0.28035 \text{ lbMol/ft}^3$$

$$C_{\text{fondo}} = \rho_L = 51.3 \text{ lb/ft}^3 = 0.302 \text{ lbMol/ft}^3$$

$$C_{\text{promedio}} = 0.2915 \text{ lbMol/ft}^3$$

$$k_{xa} = 47.77 \frac{\text{lbMol}}{\text{hr ft}^2 (\text{fracc.Mol})}$$

b.1.2. A partir de la ec. 3.10 :

Debido a que esta correlación está en función de la altura del empaque,  $z$ , su utilidad se reduce a usarla como una primera estimación de HL.

considerando un valor aproximado de  $z$  o para poder visualizar en forma rápida la variación de HL al modificar la geometría del sistema ( $\phi$ ) o el flujo de gas en una Torre existente.

b.1.3. A partir de la ec. 3.11 :

$$ds = 0.238 \text{ ft, de la tabla 3.5}$$

$$a = 28 \text{ ft}^2/\text{ft}^3$$

$$\therefore k_L = 6.1628 \text{ lbMol/hr ft}^2 \text{ (lbMol/ft}^3\text{)}$$

$$k_{La} = 6.1628 \times 28 \frac{\text{ft}^2}{\text{ft}^3} = 172.5584 \frac{\text{lbMol}}{\text{hr ft}^3 \text{ (lbMol/ft}^3\text{)}}$$

$$k_{xa} = k_{La} \times C = 50.3 \frac{\text{lbMol}}{\text{hr ft}^3 \text{ (fracc. Mol)}}$$

b.2. Para la fase ligera:

b.2.1. A partir de la ec. 3.14 :

$$G = 998.4 \text{ lb/hr ft}^2$$

$$H_g = 0.5943 \text{ ft}$$

b.2.2. A partir de la ec. 3.15 :

Las consideraciones hechas para la ec. 3.10 también aplican para esta ecuación.

b.2.3. A partir de la ec. 3.18 :

$$A_p = \pi x ds^2 = 0.176 \text{ ft}^2$$

$$\mu'_G = \mu_G = \frac{\sum y_i \mu_{Gi} (\text{MW}_i)^{1/2}}{\sum y_i (\text{MW}_i)^{1/2}} ; \quad \begin{array}{l} \text{MW CS}_2 = 76 \\ \text{MW N}_2 = 28 \end{array}$$

	DOMO	FONDO
$\mu_{N_2}$ 24°C :	0.0178 Cp	0.0178 Cp
$\mu_{CS_2}$ 24°C :	0.0098 Cp	0.0098 Cp
$y_{CS_2}$ :	0.005	0.06578
$y_{N_2}$ :	0.995	0.93421
$\mu_{G\text{mezcla}}$ :	0.01773 Cp	0.01696 Cp
$\mu'_{G\text{mezcla prom.}}$ :	0.01734 Cp =	0.042 $\frac{\text{lb}}{\text{hr ft}}$

$$R_e = 10029.85$$

$$J_D = 0.02448$$

$$J_g \text{ promedio} = 0.0798 + 0.07236/2 = 0.07608 \text{ lb/ft}^3$$

$$\Phi_G = 0.4429 \text{ ft}^2/\text{hr}$$

$$MW = \frac{31.157 \text{ lb/lbMol} + 28.23 \text{ lb/lbMol}}{2} = 29.69$$

$$k_G^P_{gf} = 0.7108$$

$$k_G^P_{BM} = k_Y \frac{P_{BM}}{P_t}$$

$$k_G^P_{gf} = k_Y \frac{P_{gf}}{P_t} = k_Y y_i = 0.7108 \frac{\text{lbMol}}{\text{hr ft}^2}$$

donde  $y_i$  = fracción mol del inerte (nitrógeno) en la interfase.

b.2.4. A partir de la ec. 3.19 :

Utilizando la tabla 3.5 :

$$\beta = 0.965 (10^5)^{0.376} = 0.5629$$

$$\phi_{tW} = \frac{2.25 (10^{-5}) \text{ L}^{\frac{1}{2}}}{2} = 0.0377$$

$$\phi_{sw} = \frac{0.00104}{(ds)^{1.21}} = 0.005907$$

$$\phi_{ow} = \phi_{tw} - \phi_{sw} = 0.03179$$

$$\text{Para } \mu_L < 12 \text{cp} : H = \frac{0.897 \mu_L^{0.57} \mu_L^{0.13}}{f_L^{0.84} (0.1183_L^{0.43} - 1)^{0.73}} \sigma^{0.925 - 0.262 \log L}$$

$$H = 0.95495$$

$$\phi_o = \phi_{oWH} = 0.03035$$

$$\phi_s = \frac{6.85 (10^{-5}) \mu_L^{0.02} \sigma^{0.99}}{ds^{1.21} f_L^{0.37}} = 0.00256$$

$$\phi_t = \phi_o + \phi_s = 0.03291$$

$$\epsilon = 0.74$$

$$\epsilon_o = \epsilon - \phi_t = 0.70709$$

$$(1 - \epsilon_o) = 0.29291 \quad ; \quad j_D = 0.03423$$

$$G'_{\text{promedio}} = \frac{G'_{\text{domo}} + G'_{\text{fondo}}}{2} = 31.072 \frac{\text{lbMol}}{\text{hr ft}^2}$$

$$k_G^P{}_{BM} = 0.9181 = k_y \frac{P_{BM}}{P_t}$$

$$k_y^P{}_{BM} = 0.9181 \times \text{latm} = 0.9181 \frac{\text{lbMol} \times \text{atm}}{\text{hr ft}^2 (\text{fracc. Mol})}$$

b.2.5. A partir de la ec. 3.20 :

$$R = 0.7302 \text{ atm} - \text{ft}^3/\text{lbMol } ^\circ\text{A}$$

$$T = 24^\circ\text{C} = 535.2 ^\circ\text{R}$$

$$C_1 = 5.23$$

$$k_G = 0.4516 \frac{\text{lbMol}}{\text{hr ft}^2 \text{ atm}} ; k_{Ga} = 12.6448 \frac{\text{lbMol}}{\text{hr ft}^2 \text{ atm}}$$

$$k_y = k_G P_t = k_G \times 1 \text{ atm}$$

$$k_y = 0.4516 \frac{\text{lbMol}}{\text{hr ft}^2 (\text{fracc. Mol})}$$

Resumen.

Para la fase pesada:

TABLA 5.2

Ecuación	Ec. 3.9	Ec. 3.11
HL , ft	0.3961	0.3853 <sup>(1)</sup>
$k_{La} , \frac{\text{lbMol}}{\text{hr ft}^3 (\text{lbMol}/\text{ft}^3)}$	163.9	172.558
$k_{xa} , \frac{\text{lbMol}}{\text{hr ft}^3 (\text{fracc. Mol})}$	47.77	50.3
$k_L , \frac{\text{lbMol}}{\text{hr ft}^2 (\text{lbMol}/\text{ft}^3)}$	5.854	6.163
$k_x , \frac{\text{lbMol}}{\text{hr ft}^2 (\text{fracc. Mol})}$	1.706	1.797

(1) La altura de la unidad de Transferencia se obtuvo utilizando la ec. 2.10.a

$$HL = \frac{L_M}{k_{xa} S (1-x)_{M1}}$$

$$L_M \text{ promedio} = L_M \text{ dome} + L_M \text{ fondo}/2 = 74.615 \frac{\text{lbMol}}{\text{hr}}$$

$$k_{xa} = 50.3$$

$$S = 4.065 \text{ ft}^2$$

$$(1-x)HL = (1-x) HL_{\text{dome}} + (1-x) HL_{\text{fondo}}/2$$



$$(1-x) ML_{\text{domo}} = 0.9994$$

$$(1-x) ML_{\text{fondo}} = 0.8943$$

(1-x) ML = 0.94685, la composición de CS<sub>2</sub> en la interfase se obtuvo de la Tabla 5.4

Para la fase ligera:

TABLA 5.3

Ecuación	3.14	3.18	3.19	3.20
$H_G, \text{ft}$	0.5943	1.5697 <sup>(1)</sup>	1.2083 <sup>(1)</sup>	2.533 <sup>(1)</sup>
$k_Y y_i N_2, \frac{\text{lbMol}}{\text{hr ft}^2}$		1.7108		
$k_Y P_{BM}, \frac{\text{lbMol atm}}{\text{hr ft}^2 (\text{fracc. Mol})}$			0.9181	
$k_G, \frac{\text{lbMol}}{\text{hr ft}^2 \text{ atm}}$				0.4516
$k_G^a, \frac{\text{lbMol}}{\text{hr ft}^3 \text{ atm}}$				12.645
$k_Y, \frac{\text{lbMol}}{\text{hr ft}^2 (\text{fracc. Mol})}$		0.729 <sup>(2)</sup>	0.947 <sup>(2)</sup>	0.4516
$k_Y^a, \frac{\text{lbMol}}{\text{hr ft}^3 (\text{fracc. Mol})}$		20.412	26.516	12.645

(1) El valor de la altura de la unidad de Transferencia se obtuvo utilizando la ec. 2.9.a

$$H_G = \frac{G_M}{S(1-y) ML} ; G_M \text{ promedio} = 126.28 \text{ lbMol/hr de mezcla}$$

$k_{ya}$  = al correspondiente en la tabla

$$S = 4.065 \text{ ft}^2$$

$$(1-y) ML = (1-y)ML_{\text{domo}} + (1-y)ML_{\text{fondo}}/2$$

$$(1-y)ML_{\text{domo}} = 0.997$$

$$(1-y)ML_{\text{fondo}} = 0.942$$

$(1-y)ML = 0.942$  , la composición de  $CS_2$  en

la interfase se obtuvo de

la Tabla 5.4

- (2) Valor obtenido de la Tabla 5.4. Para determinar el valor de  $k_y$  a partir de las ecuaciones 3.18 y 3.19 se supondrá un valor para  $k_y$  y se determinarán las condiciones en la interfase utilizando las ecuaciones 5.7 a 5.10 con las cuales se checará el valor de  $k_y$  supuesto. Ver Tabla 5.4

Para el domo:

$$\text{Línea de equilibrio: } y = 0.4553 x \text{ ----- (5.7)}$$

$$\begin{aligned} \text{Línea de unión: } \frac{y_{\text{domo}} - y}{x_{\text{domo}} - x} &= -k_x/k_y \\ y &= -k_x/k_y x + 0.005 \text{ --- (5.8)} \end{aligned}$$

Para el fondo:

$$\text{Línea de equilibrio: } y = 0.4553 x \text{ ----- (5.9)}$$

$$\begin{aligned} \text{Línea de unión: } \frac{y_{\text{fondo}} - y}{x_{\text{fondo}} - x} &= -k_x/k_y \\ y &= -\frac{k_x}{k_y} x + \frac{k_x}{k_y} (0.1012) + \\ & 0.06578 \text{ ----- (5.10)} \end{aligned}$$

Resolviendo las ecuaciones 5.7 y 5.8 en forma simultánea, se obtienen los valores de  $x_i$  e  $y_i$  , en la interfase, para las condiciones del domo. De la misma forma, de las ecuaciones 5.9 y 5.10 se obtiene  $x_i$  e  $y_i$  para las condiciones

del fondo. Estos valores se indican en la Tabla 5.4

$$p_i \text{CS}_2 = y_i \text{CS}_2 P_t = y_i \text{CS}_2 (1 \text{ atm}) = y_i \text{CS}_2 \quad \text{-----} \quad (5.11)$$

$$p_i \text{N}_2 = 1 \text{ atm} - p_i \text{CS}_2 = 1 - y_i \text{CS}_2 \quad \text{-----} \quad (5.12)$$

$$P_{\text{BM}} = \frac{p_{\text{N}_2} (\text{en la masa del gas}) - p_i \text{N}_2 (\text{en la inter.})}{L_n \frac{p_{\text{N}_2}}{p_i \text{N}_2}} \quad (5.13)$$

TABLA 5.4

*k <sub>y</sub>	k <sub>x</sub>	- $\frac{k_x}{k_y}$	Domo					
			y <sub>1,CS<sub>2</sub></sub>	y <sub>1,N<sub>2</sub></sub>	b <sub>1,CS<sub>2</sub></sub>	b <sub>1,N<sub>2</sub></sub>	b <sub>N<sub>2</sub></sub>	P <sub>EM</sub>
			x <sub>1,CS<sub>2</sub></sub>	x <sub>1,aceite</sub>	atm	atm	atm	atm
0.4516	1.7512	-3.878	0.000525	0.99947	0.000525	0.99947	0.995	0.99723
			0.001153	0.9988				
0.7285	1.7512	-2.404	0.0007961	0.999203	0.0007961	0.999203	0.995	0.9971
			0.001749	0.99825				
0.947	1.7512	-1.85	0.000988	0.999012	0.000988	0.999012	0.995	0.997
			0.002169	0.99783				

*k <sub>y</sub>	k <sub>x</sub>	- $\frac{k_x}{k_y}$	Fondo					
			y <sub>1,CS<sub>2</sub></sub>	y <sub>1,N<sub>2</sub></sub>	p <sub>1,CS<sub>2</sub></sub>	p <sub>1,N<sub>2</sub></sub>	p <sub>N<sub>2</sub></sub>	P <sub>EM</sub>
			x <sub>1,CS<sub>2</sub></sub>	x <sub>1,aceite</sub>	atm	atm	atm	atm
0.4516	1.7512	-3.878	0.04814	0.9518	0.04814	0.9518	0.93421	0.94297
			0.1057	0.89425				
0.7285	1.7512	-2.404	0.04921	0.9507	0.04921	0.9507	0.93421	0.94243
			0.10908	0.8919				
0.947	1.7512	-1.85	0.04996	0.95	0.04995	0.95	0.93421	0.942
			0.109751	0.8902				

*k <sub>y</sub>	k <sub>x</sub>	- $\frac{k_x}{k_y}$	y <sub>1,N<sub>2</sub></sub> prom. entre el domo y el fondo	P <sub>EM</sub> prom. entre el domo y el fondo	k <sub>y</sub> <sup>xy</sup> iN <sub>2</sub>	k <sub>y</sub>	k <sub>y</sub> x P <sub>EM</sub>	k <sub>y</sub>
0.4516	1.7512	-3.878	0.975635	0.9701	0.7108	0.7285	0.9181	0.9463

\* Valor supuesto.

TABLA 5.5

Ecuación	3.3	Fig.3.2	3.19	3.11	3.14	3.18
$\phi_{\text{torre, ft}}$	2.096	2.275				
$H_L, \text{ft}$			0.3961	0.3853		
$H_g, \text{ft}$					0.5943	1.5697
$H_{og}, \text{ft}$					0.8965 <sup>(1)</sup>	1.8719 <sup>(1)</sup>
$N_{og}$						

Ecuación	3.19	3.20	3.21.e	3.22	3.23
$\phi_{\text{torre, ft}}$					
$H_L, \text{ft}$					
$H_g, \text{ft}$	1.2083	2.533			
$H_{og}, \text{ft}$	1.51 <sup>(1)</sup>	2.8351 <sup>(1)</sup>			
$N_{og}$			5.7	5.805	4.8

$$\begin{aligned}
 (1) \quad H_{og} &= H_g + m \frac{G}{L} H_L \\
 &= H_g + (0.4553) \left( \frac{126.78 \text{ lbmol/air}}{74.615 \text{ lb Mol/air}} \right) H_L
 \end{aligned}$$

$$H_{og} = H_g + 0.7735 H_L$$

C) Estimación del número de unidades de Transferencia:

C.1). A partir de la ec. 3.21.e :

$$y_1 = 0.0658 \text{ lbMol CS}_2/\text{lbMol totales}$$

$$y_2 = 0.005 \text{ lbMol CS}_2/\text{lbMol totales}$$

$$\text{domo : para } x_2 = 0, \quad y_2^* = 0 \quad (y-y^*) = 0.005$$

$$\text{fondo: para } x_1 = 0.1012, \quad y_1^* = 0.45526 \quad (y-y^*) = 0.0197$$

$$Y \quad (y-y^*)_M = 0.01072$$

$$N_{og} = 5.7$$

C.2). A partir de la ec. 3.22 :

$$x_2 = 0$$

$$m = 0.4553$$

$$A = \frac{L_m \text{ promedio}}{G_m \text{ promedio}^{(m)}} = 1.2978$$

$$N_{og} = 5.8056$$

C.3). A partir de la ec. 3.23 :

$$\left(\frac{1}{A}\right)_2 = \left(\frac{1}{A}\right)_{\text{domo}} = 0.7883$$

$$N_{og} = 4.788$$

Resumen:

TABLA 5.6

Ecuación	$N_{og}$
3.21.e	5.7
3.22	5.8056
3.23	4.788

Problema 2 : Se desea separar el 96% de propano contenido en una mezcla propano - aire de composición 22% en volumen de propano. El propano se absorbe en un hidrocarburo no volátil de peso molecular 250, empleando una torre de absorción rellena de anillos RASCHIG de 1 1/2". La velocidad másica de la corriente gaseosa que entra por el fondo de la torre es  $G = 8175 \text{ lb/hr ft}^2$  y la del líquido que entra por el domo,  $L = 15329 \text{ lb/hr ft}^2$ . Determinar el número de unidades de transferencia.

Datos de equilibrio:

x	0.05	0.10	0.2	0.3	0.4	0.5
y	0.004	0.009	0.03	0.062	0.128	0.2

Condiciones del gas a la entrada del equipo:

$$Y_1 = 0.22 \text{ lbMol } C_3/\text{lbMol totales}$$

$$Y_1 = 0.282 \text{ lbMol } C_3/\text{lbMol aire}$$

$$\text{MW promedio} = 32.3 \text{ lb/lbMol}$$

$$G_1 = 8175 \text{ lb/hr ft}^2 \text{ de mezcla gaseosa}$$

$$G_1' = 253.1 \text{ lbMol/hr ft}^2 \text{ de mezcla gaseosa}$$

$$G_{M1}' = 197.42 \text{ lbMol/hr ft}^2 \text{ de aire}$$

Condiciones del gas a la salida del equipo:

$$Y_2 = 0.01115 \text{ lbMol } C_3 / \text{lbMol totales}$$

$$Y_2 = 0.01128 \text{ lbMol } C_3 / \text{lbMol aire}$$

$$\text{MW promedio} = 29.17 \text{ lb/lbMol}$$

$$G'_{M2} = 197.42 \text{ lbMol/hr ft}^2 \text{ de aire}$$

$$G'_2 = 199.646 \text{ lbMol/hr ft}^2 \text{ de mezcla gaseosa}$$

$$G_2 = 5823.7 \text{ lb/hr ft}^2 \text{ de mezcla gaseosa}$$

Condiciones del líquido a la entrada:

$$x_2 = 0.0 \text{ lbMol } C_3/\text{lbMol totales}$$

$$X_2 = 0.0 \text{ lbMol } C_3/\text{lbMol hidrocarburo}$$

$$MW = 250 \text{ lb/lbMol}$$

$$L_2 = 15329 \text{ lb/hr ft}^2$$

$$L'_2 = L'_{M2} = 61.32 \text{ lbMol/hr ft}^2$$

Condiciones del líquido a la salida del equipo:

$$x_1 = 0.4656 \text{ lbMol } C_3/\text{lbMol totales}$$

$$X_1 = 0.8715 \text{ lbMol } C_3/\text{lbMol hidrocarburo}$$

$$MW \text{ promedio} = 154.086 \text{ lb/lbMol}$$

$$L'_{M1} = 61.32 \text{ lbMol/hr ft}^2 \text{ de hidrocarburo}$$

$$L'_1 = 114.76 \text{ lbMol/hr ft}^2 \text{ de mezcla líquida}$$

$$L_1 = 17682.9 \text{ lb/hr ft}^2 \text{ de mezcla líquida}$$

a). A partir de la ec. 3.21.e :

Los valores de  $y^*$  se obtienen de la solución gráfica de este ejemplo, así:

$$y_1^* = 0.176 \quad (y-y^*)_M = 0.239$$

$$y_2^* = 0.0 \quad y \cdot N_{og} = 8.72$$



El uso de la ec. 3.21.e implica conocer los valores de  $y^*$ , estos se obtienen fácilmente al utilizar una representación gráfica de la línea de operación y equilibrio sobre coordenadas  $x$  e  $y$ . Por consiguiente, cuando las líneas de operación y equilibrio no son rectas (como en este caso) es más conveniente utilizar el método gráfico.

b). A partir de la ec. 3.22 :

El uso de esta ecuación supone que las pendientes de la línea de operación ( $L_M/G_M$ ) y la línea de equilibrio ( $m$ ), son constantes. En este caso, se considerará una pendiente promedio, para ambas líneas, entre el domo y el fondo.

$$\text{entre } x = 0.05 \quad \text{y} \quad x = 0.1 \quad : \quad m = 0.1$$

$$\text{entre } x = 0.4 \quad \text{y} \quad x = 0.5 \quad : \quad m = 0.72$$

$$m \text{ promedio} = 0.41$$

$$\left(\frac{L'}{G'}\right) \text{ promedio} = 0.3803$$

$$N_{og} = 5.97$$

c). A partir de la ec. 3.23 :

$$N_{og} = 5.65$$

Resumen:

TABLA 5.7

Ecuación	$N_{og}$
3.21.e	8.72
3.22	5.97
3.23	5.65

## 5.2. OPERACIONES DE HUMIDIFICACION.

Problema 1 : Se desea enfriar y deshumidificar aire por contacto en contracorriente con agua en una torre empacada.

La torre se ha de diseñar para las siguientes condiciones.

Aire : Temperatura de bulbo seco a la entrada: 82.4°F

Temperatura de bulbo húmedo a la entrada: 77°F

Flujo: 1499.11 lb/hr de aire seco

Agua: Temperatura de entrada: 50°F

Temperatura de salida: 64.4°F

Estimar el número de unidades de transferencia, cuando se utilicen 1102.3 lb/hr de agua. Se considerará que la resistencia a la transferencia de calor en la fase líquida es despreciable.

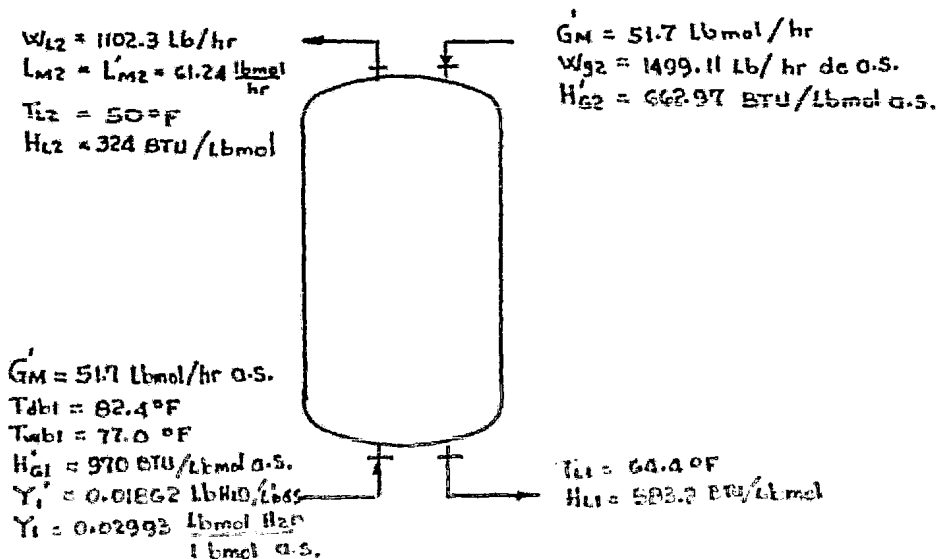


Figura 5.29

Utilizando la ecuación de diseño junto con las ecuaciones de las líneas de equilibrio, operación y unión se tiene:

$$N_g = \int_{H'_{G1}}^{H'_{G2}} \frac{dH'_G}{H'_G - H'_{Gi}} \quad \text{ec. de diseño --- (5.14)}$$

$$\frac{H'_{G2} - H'_{G1}}{T_{L2} - T_{L1}} = \frac{L'_{Mau} C_L}{G'_M} \quad \text{ec. de la línea de operación --- (5.15)}$$

$$-\frac{h_{La}}{k_y a} = \frac{H'_G - H'_{Gi}}{T_L - T_i} \quad \text{ec. de la línea de unión ----- (5.16)}$$

$$H'_{Gi} = -102.06375 + 2.63074 T_i + 0.13443 T_i^2 \quad \text{ec. de la línea de equilibrio para } 32^\circ\text{F } T_L \text{ } 60^\circ\text{F} \text{ ----- (5.17)}$$

$$H'_{Gi} = 2295 - 63.85 T_i + 0.598 T_i^2 \quad \text{ec. de la línea de equilibrio para } 60^\circ\text{F } T_L \text{ } 120^\circ\text{F} \text{ ----- (5.18)}$$

Debido a que se tienen dos ecuaciones para la línea de equilibrio, el problema se dividirá en dos partes, cada una utilizando la correspondiente ecuación de equilibrio.

Se considerará que la cantidad de agua que se repara de la fase ligera no es considerable y, por lo tanto, se usará el valor de  $L'_{M2}$  (61.24 lbMol/hr) para  $L'_{Mau}$  en la ecuación de la línea de operación y, sustituyendo valores en esta ecuación,

se tiene que:

$$H'_{G2} = 662.97 \text{ BTU/lbMol a.s.}$$

$$Y, \quad \frac{H'_{G2} - H'_{G1}}{T_{L2} - T_{L1}} = \frac{L'_{Max} C_L}{G'_M} = 21.3214$$

1ª parte:

Condiciones de la  
fase pesada:

$$T_{L1} = 60^\circ\text{F}$$

$$T_{L2} = 50^\circ\text{F}$$

Condiciones de la  
fase ligera:

$$H'_{G1} = 876.184 \text{ BTU/lbMol a.s.*}$$

$$H'_{G2} = 662.97 \text{ BTU/lbMol a.s.}$$

\* Valor obtenido al sustituir valores en la ec. de la línea de operación.

Puesto que se tienen tres incógnitas,  $H'_{G1}$ ,  $H'_G$  y  $T_L = T_i$ , se

utilizarán las ecs. 5.14, 5.15 y 5.16

Sustituyendo valores y reorganizando la ec. 5.15, se transforma en:

$$H'_G = 21.3215 T_L - 403.1042$$

como  $T_L = T_i$ , entonces:

$$H'_G = 21.3215 T_i - 403.1042 \quad \text{-----} \quad (5.19)$$

ó

$T_i = 0.0469 H'_G + 18.906$ , de donde:

$$\text{para: } H'_{G1} = 876.184 \quad T_{i1} = 60^\circ\text{F}$$

$$H'_{G2} = 662.97 \quad T_{i2} = 50^\circ\text{F}$$

A partir de las ecuaciones 5.16 y 5.18, se tiene:

$$H_G^1 - H_{Gi}^1 = -301.0405 + 18.6907 T_i - 0.1344 T_i^2 \quad (5.20)$$

Diferenciando la ecuación 5.19 :

$$dH_G^1 = 21.3215 dT_i \quad \text{-----} \quad (5.21)$$

Sustituyendo las ecuaciones 5.20 y 5.21 en la ecuación 5.14, se tiene:

$$\int_{H_{G1}^1 = 876.184}^{H_{G2}^1 = 662.97} \frac{dH_G^1}{H_G^1 - H_{Gi}^1} = \int_{T_{i1} = 60^\circ\text{F}}^{T_{i2} = 50^\circ\text{F}} \frac{21.3215 dT_i}{-301.0405 + 18.6907 T_i - 0.1344 T_i^2}$$

La solución de las ecuaciones anteriores es:

$$\int \frac{dx}{a + bx + cx^2} = \frac{1}{\sqrt{b^2 - 4ac}} \ln \frac{2cx + b - \sqrt{b^2 - 4ac}}{2cx + b + \sqrt{b^2 - 4ac}} \quad \text{para } b^2 > 4ac$$

6

$$\int \frac{dx}{a + bx + cx^2} = \frac{2}{\sqrt{4ac - b^2}} \arctan \frac{2cx + b}{\sqrt{4ac - b^2}} \quad \text{para } b^2 < 4ac$$

6

$$\int \frac{dx}{a + bx + cx^2} = - \frac{2}{2cx + b} \quad \text{para } b^2 = 4ac$$

6

$$\int \frac{x dx}{a + bx + cx^2} = \frac{1}{2c} \ln (a + bx + cx^2) - \frac{b}{2c} \int \frac{dx}{a + bx + cx^2}$$

Resolviendo con  $b^2 > 4ac$  se obtiene:

$$N_G = 0.669$$

2ª parte:

Condiciones de la fase pesada:

$$T_{L1} = 64.4^{\circ}\text{F}$$

$$T_{L2} = 60^{\circ}\text{F}$$

Condiciones de la fase ligera:

$$H'_{G1} = 970 \text{ BTU/lbMol a.s.}$$

$$H'_{G2} = 876.184 \text{ BTU/lbMol a.s.}$$

De nuevo, como se tienen tres incógnitas  $H'_{Gi}$ ,  $H'_G$  y  $T_L = T_i$  se utilizarán tres ecuaciones: 5.14, 5.15 y 5.18, y por un procedimiento similar al seguido en la primera parte, se tiene que:

$$H'_G = 21.3215 T_i - 403.1042 \text{ ----- (5.22)}$$

6

$$T_i = 0.0469 H'_G + 18.906, \text{ de donde:}$$

$$\text{para: } H'_{G1} = 970 \quad T_{i1} = 64.4^{\circ}\text{F}$$

$$H'_{G2} = 876.184 \quad T_{i2} = 60.0^{\circ}\text{F}$$

A partir de las ecuaciones 5.18 y 5.22, se tiene:

$$H'_G - H'_{G1} = -2698.1027 + 85.1715 T_i - 0.598 T_i^2 \text{ (5.23)}$$

Y diferenciando la ec. 5.22 :

$$dH'_G = 21.3215 dT_i \text{ ----- (H.1)}$$

Sustituyendo las ecuaciones: 5.23 y 5.24 en la ec. 5.14 , se obtiene:

$$\int_{H'_{G1} = 970}^{H'_{G2} = 876.184} \frac{dH'_G}{H'_G - H'_{GL}} = \int_{T_{i1} = 64.4}^{T_{i2} = 60} \frac{21.3215 dT_i}{-2698.1027 + 85.1715 T_i - 0.598 T_i^2}$$

Resolviendo con  $b^2 > 4ac$  se obtiene:

$$N_g = 0.331$$

Y el número de unidades de transferencia para este problema es:

$$N_g = 1.0$$

**Problema 2 :** Una torre empacada con rejillas de madera se utilizará para la deshumidificación de aire, utilizando agua que entra a 82°F y sale a 100°F. El aire entra a 125°F de temperatura de bulbo seco y a 111°F de bulbo húmedo.

En una torre similar se obtuvieron los siguientes datos para  $k_y a = 4.1 \text{ lbMol}/(\text{rel. Mol}) \text{ ft}^3 \text{ hr}$  y  $h_x a = 1 \text{ 127.5 BTU/hr ft}^3 \text{ °F}$ . El gasto de aire seco es de  $521 \text{ lb/hr ft}^2$  y la cantidad de agua a utilizar será de  $900 \text{ lb/hr ft}^2$ .

Determinar el número de unidades de transferencia.

Utilizando la ecuación de diseño junto con las ecuaciones de las líneas de equilibrio, operación y unión se tiene:

$$N_G = \int_{H'_{G1}}^{H'_{G2}} \frac{dH'_G}{H'_G - H'_{Gi}} \quad \text{-----} \quad (5.14)$$

$$\frac{H'_{G2} - H'_{G1}}{T_{L2} - T_{L1}} = \frac{L'_M a C_L}{G'_M} \quad \text{-----} \quad (5.15)$$

$$-\frac{h_L a}{k_Y a} = \frac{H'_G - H'_{Gi}}{T_L - T_i} \quad \text{-----} \quad (5.16)$$

$$H'_{Gi} = 2295 - 63.85 T_i + 0.598 T_i^2 \quad \text{-----} \quad (5.17)$$

Asumiendo que el flujo del agua a través del equipo es constante e igual a  $900 \text{ lb/hr ft}^2 = 50 \text{ lbMol/hr ft}^2$  y sustituyendo valores en la ecuación 5.15 se obtiene:

$$H'_{G2} = 1690.7 \text{ BTU/lbMol a.s.}$$

La siguiente forma de las ecuaciones 5.15 y 5.16 se obtienen al sustituir datos y reorganizando:

$$T_L = \frac{H'_G + 2407.4}{50} \quad \text{-----} \quad (5.25)$$

$$H'_G - H'_{Gi} = 275 (T_i - T_L) \quad \text{-----} \quad (5.26)$$

Sustituyendo la ec. 5.25 en 5.26 :

$$H'_{Gi} = 13240.7 + 6.5 H'_G - 275 T_i \quad \text{-----} \quad (5.27)$$



Igualando las ecuaciones 5.17 y 5.27 :

$$H'_G = -1683.954 + 32.4846 T_i + 0.092 T_i^2$$

Restando la ecuación 5.17 de la 5.28 :

$$H'_G - H'_{Gi} = -3978.954 + 96.3346 T_i - 0.506 T_i^2$$

Diferenciando la ecuación 5.28 :

$$dH'_G = (32.4846 + 0.184 T_i) dT_i$$

Sustituyendo las ecuaciones 5.29 y 5.30 en la ecuación 5.14 :

$$N_g = \int_{H'_{G1} = 2592.6}^{H'_{G2} = 1690.7} \frac{(32.4846 + 0.184 T_i) dT_i}{-3978.954 + 96.3346 T_i - 0.506 T_i^2}$$

A partir de la ecuación 5.28 se tiene que para:

$$H'_{G1} = 2592.6 \quad T_{i1} = 102.116^\circ\text{F}$$

$$H'_{G2} = 1690.7 \quad T_{i2} = 83.93^\circ\text{F}$$

Entonces la ecuación 5.31 se transforma en:

$$N_g = \int_{T_{i1} = 102.116}^{T_{i2} = 83.93} \frac{dT_i}{-122.4873 + 2.9656 T_i - 0.0156 T_i^2} +$$

$$\int_{T_{i1} = 102.116}^{T_{i2} = 83.93} \frac{T_i dT_i}{-21624.75 + 523.5577 T_i - 2.75 T_i^2}$$

$$\delta \quad N_g = \int \text{ec. (1)} + \int \text{ec. (2)}$$

La solución para la  $\int$  ec. (1) cuando  $b^2 > 4ac$  (ver ejemplo N° 1) es: 1.0284

Y, la solución para la  $\int$  ec. (2) cuando  $b^2 > 4ac$  (ver ejemplo N° 1) es: 0.528

$$N_g = 1.0284 + 0.528 = \boxed{1.5564}$$

5.3. DESTILACION.

Problema 1 : Se desea separar una mezcla agua-ácido acético,  $x_F = 0.25$  y la fracción de vapor en la alimentación es 0.5 ; el destilado tendrá una composición de 0.92 y los fondos  $x_B = 0.031$

a) Calcular el número de etapas teóricas utilizando una relación de reflujo  $R_D = 7.241$

a) Utilizando el método de la sección 3.3.3. :

Línea de operación de la zona de rectificación, ec. 2.55 :

$$y_{n+1} = \frac{R_D}{R_D+1} x_n + \frac{x_D}{R_D+1}$$

Línea de operación de la zona de agotamiento, ecuación 2.56.a :

$$y_{m+1} = \frac{\bar{L}_M}{\bar{L}_M - W} x_m - \frac{W}{\bar{L}_M - W} x_W$$

Línea de alimentación, ecuación 2.58 :

$$y = - \frac{1-f}{f} x + \frac{x_F}{f}$$

Línea de equilibrio, ecuación 2.28.b :

$$y = \frac{x}{x(-1) + 1}$$

La volatilidad relativa en el domo es  $\alpha_1 = 1.7272$  y para el fondo  $\alpha_2 = 1.7859$ , de donde el valor promedio geométrico será:

$$\alpha_{av} = \sqrt{\alpha_1 * \alpha_2} = 1.7563$$

A partir de un balance total para 1 lb mol/hr de alimentación

$$F = 1.0 \text{ lb mol/hr}$$

$$W = 0.7536 \text{ lb mol/hr}$$

$$D = 0.2463 \text{ lb mol/hr}$$

Como  $G_M = L_M + D$ , entonces:

$$G_M = 2.0289 \text{ lb mol/hr}$$

$$L_M = 1.7825 \text{ lb mol/hr}$$

Por lo tanto, para la sección de agotamiento:

$$\bar{L}_M = L_M + (1-f) = 2.2825 \text{ lb mol/hr}$$

$$\bar{G}_M = G_M - f = 1.5289 \text{ lb mol/hr}$$

Sustituyendo valores en las ecuaciones anteriores se obtiene:

Línea de operación, sección de enriquecimiento:

$$y_{n+1} = 0.8786 x_n + 0.1116$$

Línea de operación, sección de agotamiento:

$$y_{m+1} = 1.4929 x_m - 0.0153$$

Línea de alimentación:

$$y = -x + 0.5$$

Línea de equilibrio:

$$x = \frac{y}{1.7563 - 0.7563 y}$$

El punto de intersección de las líneas de operación con la línea de alimentación:  $x = 0.2067$   $y = 0.2932$

Por lo que el plato de alimentación será aquel donde se cumpla lo siguiente:

$$y_F > 0.2932 > y_{F+1}$$

6

$$x_{F-1} > 0.2067 > x_F$$

Resolviendo plato a plato como se describió para este método se obtiene la siguiente tabla:

Plato	$y_n$	$x_n$	$y_{n+1}$
		De ec. de equilibrio	De ec. lín. operación
1	0.92	0.8675	0.8738
2	0.8738	0.7977	0.8124
3	0.8124	0.7115	0.7367
4	0.7367	0.6124	0.6514
5	0.6514	0.5155	0.5645
6	0.5645	0.4246	0.4847
7	0.4847	0.3488	0.4180
8	0.4180	0.2902	0.3666
9	0.3666	0.2479	0.3294
10	0.3294	0.2186	0.3036
11	0.3036	0.1989	0.2816
12	0.2816	0.1825	0.2571
13	0.2571	0.1646	0.2304
14	0.2304	0.1456	0.2021
15	0.2021	0.1260	0.1729
16	0.1729	0.1064	0.1435
17	0.1435	0.0871	0.1147
18	0.1147	0.0687	0.0873
19	0.0873	0.0516	0.0618
20	0.0618	0.0361	0.0387
21	0.0387	0.0224	

\*De aquí hacia abajo  $y_{n+1}$  se calcula con la línea de operación de la zona de agotamiento.

Resultando  $n = 21$

b) Resolviendo por el método de la sección 3.3.4. :

Consideraciones:

1. Condensador total.
2. Volatilidad relativa constante.
3. Rehervidor total.
4. Los calores sensibles y de mezclado no son considerables.
5. Si bien  $\lambda$  de cada componente varía de plato a plato, la relación de  $\lambda$ 's se considera constante.

De la Fig. 5.30 se tiene que:

$$\text{Domo: } x_D = y_1 = 0.92 \quad T_D = 212.36^\circ\text{F}$$

$$\text{Fondo: } x_{Nm} = x_w = y_w = 0.031 \quad T_w = 241.52^\circ\text{F}$$

$$\text{Alimentación: } x_F = 0.1981, \quad y_F = 0.3025 \quad T_F = 223.7^\circ\text{F}$$

Temperatura	$\lambda_{H_2O}$ BTU/lbMol	$\lambda_{HAC}$ BTU/lbMol	g
$T_D = 212.36^\circ\text{F}$	17461.62	10530	$g_D = 0.60303$
$T_F = 223.7^\circ\text{F}$	17330.976	10500	$g_F = 0.60585$
$T_w = 241.52^\circ\text{F}$	17121.269	10320	$g_w = 0.60275$

Como se puede observar, el valor de  $g$  no varía a lo largo de la columna y el valor del calor de vaporización del componente más volátil entre la alimentación y el domo varía 0.7% y, entre el fondo y la alimentación esta variación es del 1.22%. Como consecuencia de lo anterior, el valor de  $g$  a utilizar será de 0.60585 y los valores de  $\phi$  se pueden estimar a partir de la ecuación 3.50 (en este caso, en lugar de considerar el valor de  $\lambda_{H_2O}$  constante a lo largo del equipo, se consi-

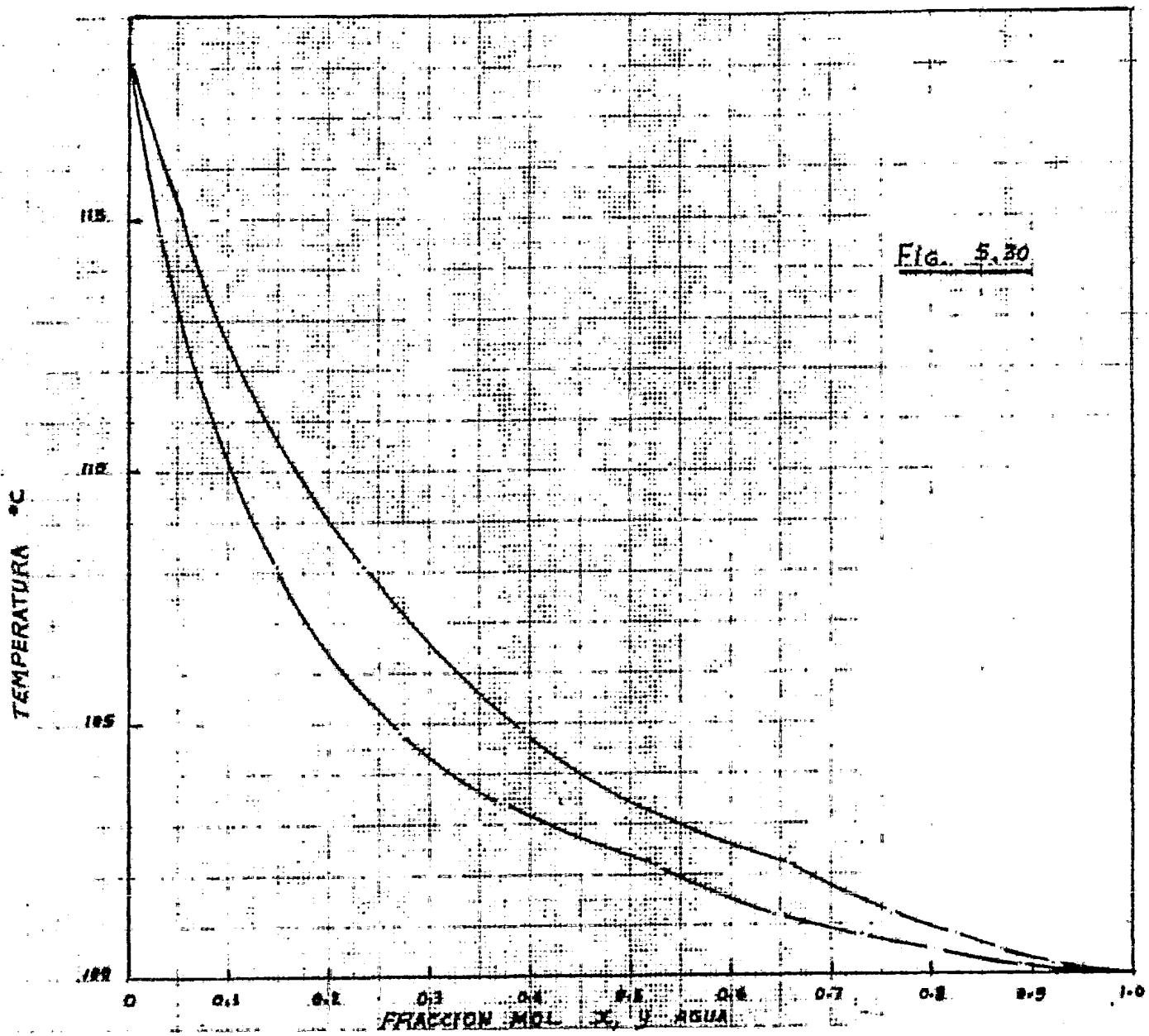


Fig. 5.30

derará la pequeña variación, en ambas secciones de la torre, utilizando el promedio aritmético. Por lo tanto, el valor de  $\phi$  se estimará a partir de la ecuación 3.37.c y 3.38.c).

Asumiendo un flujo base para la alimentación al equipo:

$$F = 100 \text{ lbMol/hr}$$

$$D = 24.6344 \text{ lbMol/hr}$$

$$W = 75.3656 \text{ lbMol/hr}$$

$$\left. \begin{array}{l} \text{Composición del líquido que se alimenta: } x_F = 0.1981 \\ \text{Composición del vapor que se alimenta: } y_F = 0.3025 \end{array} \right\} z_F = 0.25$$

$$\alpha_{\text{alimentación}} = 1.7563$$

$$R_D = 7.241$$

Sustituyendo valores en la ecuación 3.49 se obtiene:

$$S = 3.5169$$

Para la sección de rectificación:

$$\phi = (R + 1) \left[ g - (g-1) x_D \right] \frac{2 \lambda_{A,D}}{\lambda_{A,F} + \lambda_{A,D}} = 8.0111$$

$$a = \frac{(\alpha - g) x_D - \phi \alpha}{\phi (\alpha - 1) + g - \alpha} = -2.6509$$

$$b = \frac{\phi - g}{\phi (\alpha - 1) + g - \alpha} = 1.5087$$

$$c = \frac{g x_D}{\phi (\alpha - 1) + g - \alpha} = 0.11356$$



$$x_i = \frac{-(a+b) - \sqrt{(a+b)^2 - 4c}}{2} = 0.11002$$

La composición final  $x_n$  es la intersección de la línea de operación y la línea de alimentación, las cuales se resuelven simultáneamente:

$$y_{n+1} = \frac{(\phi-g) x_n + x_D g}{(x_n - x_D) (1-g) + \phi} \quad \text{Ec. de la línea de operación.}$$

$$y = 0.5 - x \quad \text{Ec. de la línea de alimentación.}$$

Resolviendo:  $x_n = 0.2186$

Y el número de etapas en esta sección está dado por la ecuación

3.46:  $n = 8.9$

Para la sección de agotamiento:

$$\phi' = -S \left[ g - (g-1) x_w \right] \frac{2 \lambda_{A,W}}{\lambda_{A,F} + \lambda_{A,W}} = -2.1605$$

$$a' = \frac{(\alpha-g) x_w - \phi' \alpha}{\phi' (\alpha-1) + g - \alpha} = -1.3756$$

$$b' = \frac{\phi' - g}{\phi' (\alpha-1) + g - \alpha} = 0.9935$$

$$c' = \frac{g x_w}{\phi' (\alpha-1) + g - \alpha} = -0.00675$$

$$x_i^1 = \frac{-(a' + b') + \sqrt{(a' + b')^2 - 4c'}}{2} = 0.399$$

Estimación de  $x_{iy}^1$  :

Con  $n=8$  y a partir de la ecuación 3.46 se encuentra que

$$x_n = 0.26107$$

Sustituyendo este valor de  $x_n$  en la ecuación 3.48 y resolviendo para  $x'_{iy}$  :

$$x'_{iy} = 0.2478$$

Y resolviendo la ecuación 3.47 para el número de etapas,  $m$  :

$$m = 7.33$$

el número total de etapas teóricas requeridas es:

$$8 + 7.33 = 16 \text{ más el rehervidor}$$

c). Método de Sorel.

c.1) Determinación de los datos entalpia-concentración:

$$H_L = C_{pL} (T_L - T_{LO}) + \Delta H_S$$

$$H_G = y \left[ C_{pLA} (T_G - T_{GO}) + \lambda_A \right] +$$

$$(1-y) \left[ C_{pLB} (T_G - T_{GO}) + \lambda_B \right]$$

$$\Delta H_S = 989.64 \text{ BTU/lbmol HAC}$$

$$T_{LO} = T_{GO} = 68^\circ\text{F}$$

Los datos obtenidos son los siguientes:

		°F	BTU lbMol °F	BTU lbMol °F	BTU lbMol	BTU lbMol	BTU lbMol	BTU lbMol
$x_{H_2O}$	$y_{H_2O}$	T	$C_{P,L, H_2O}$	$C_{P,L}$	$H_{2O}$	$H_S$	$H_L$	$H_G$
$x_{HAC}$	$y_{HAC}$		$C_{P,L, HAC}$		HAC			
0.0	0.0	244.6	18.0	31.5	17079.3	989.64	5562.3	15612.3
1.0	1.0		31.5		10050			
0.02	0.044	240.44	18.0	31.08	17163	969.85	4390.1	15667.7
0.98	0.956		31.35		10050			
0.05	0.0925	236.3	18.0	30.597	17208	940.158	4209.3	15766.75
0.95	0.9075		31.26		10050			
0.09	0.15	231.8	18.0	30.012	17253	900.57	4015.4	15942.2
0.91	0.85		31.2		10080			
0.14	0.225	227.3	18.0	29.35	17316	851.1	3824.7	16298.14
0.86	0.775		31.2		10200			
0.2	0.305	223.7	18.0	28.56	17352	791.71	3655.1	16612.4
0.8	0.695		31.2		10200			
0.3	0.4225	219.92	18.0	27.156	17388	692.75	3432.8	17119.1
0.7	0.5775		31.08		10200			
0.425	0.58	217.22	18.0	25.5	17424	569.43	3235.7	17893.8
0.575	0.42		31.05		10200			
0.55	0.68	215.6	18.0	23.87	17442	445.34	3077.9	18397.8
0.45	0.32		31.05		10200			
0.69	0.787	213.8	18.0	22.04	17460	306.8	2907.5	18956
0.31	0.213		31.05		10260			
0.803	0.87	212.9	18.0	20.57	17487	194.95	2785.7	19401.5
0.197	0.13		31.05		10260			
0.886	0.92	212.36	18.0	19.5	17496	112.81	2702.2	19666.3
0.114	0.08		31.05		10260			
1.0	1.0	212	18.0	18.0	17496		2592	20090
0.0	0.0							

En la figura 5.31 se muestran los datos entalpia-concentraci3n.

c.2. Estimaci3n del n3mero de etapas en la secci3n de rectificaci3n:

Presi3n de operaci3n: 760 mm Hg abs

$$L_{MO} / D = 7.241$$

Se considera que se tiene un condensador total, por lo tanto,  $y_1 = x_0 = x_D$  y si adem3s el l3quido de reflujo est3 saturado, entonces la entalpia del mismo es: 2666 BTU/lbMol (de figura 5.31) y su temperatura es, aproximadamente, 100°C (de figura 5.30).

Asumiendo 100 lbMol/hr de alimentaci3n, entonces:

$$D = 24.6344 \text{ lbMol/hr}$$

$$L_{MO} = 178.378 \text{ lbMol/hr}$$

Temperatura en el plato N° 1 (de la figura 5.30):

La temperatura de roc3o de un vapor de composici3n  $y_1 = 0.92$  es 100.2°C (212.36°F).

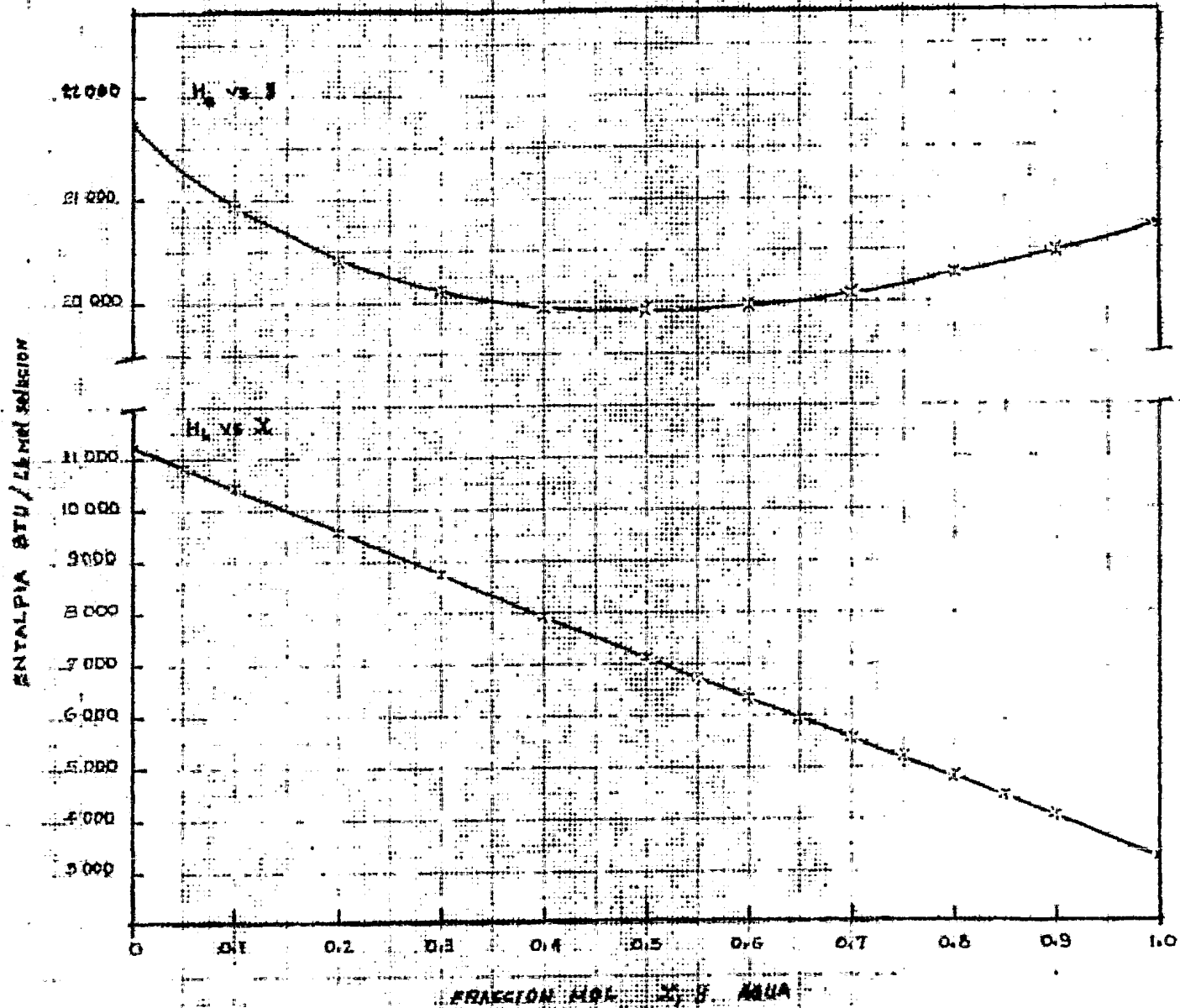
La entalpia del gas que sale del plato N° 1 es: (de la figura 5.31) para  $y_1 = 0.92$ ,  $H_{G1} = 19666.3$  BTU/lbMol sol.

$$G_{M1} = D + L_{MO} = 203.0123 \text{ lbMol/hr}$$

$$Q_C = G_{M1} H_{G1} - L_{MO} H_{LO} - D H_{LD} = 3415270 \text{ BTU/hr}$$

Composici3n del l3quido que sale del plato N°1: de

FIGURA 5.31



la figura 5.30 para  $y_1 = 0.92$  ,  $x_1 = 0.886$  (en equilibrio).

La entalpia del líquido del plato N°1,  $H_{L1}$  es: de la figura 5.31, para  $T_{L1} = 100.2^\circ\text{C}$  y  $x_1 = 0.886$ ,

$H_{L1} = 2702.2$  BTU/lbMol. Una vez establecidas las condiciones en el domo, el procedimiento de cálculo plato a plato se continúa hasta la etapa de alimentación, de acuerdo al método descrito en el capítulo 3. Por ejemplo, para el plato N°2 (determinación de:  $L_{M1}$  ,  $G_{M2}$  ,  $T_2$  ( $H_{G2}$  ,  $H_{L2}$ ) ( $y_2$  ,  $x_2$ )).

De ecuación 3.54.b :

$$\frac{D(x_D - x_1)}{(y_2 - x_1)} f(y_2, T_2) - \frac{D(x_D - y_2)}{(y_2 - x_1)} H_{L1} - Q_C = D H_{L,D}$$

$$\frac{0.83757}{(y_2 - 0.886)} f(y_2, T_2) - \frac{66567.13(0.92 - y_2)}{(y_2 - 0.886)} =$$

$$= 3480945.4$$

Utilizando las figuras 5.30 y 5.31 y resolviendo por prueba y error se obtiene:

$$y_2 = 0.8902$$

$$x_2 = 0.835 \quad \text{de la Fig. 5.31} \quad H_{G2} = 19520 \text{ BTU/lbMol}$$

$$T_2 = 100.34^\circ\text{C} \quad (212.6^\circ\text{F}) \quad H_{L2} = 2745 \text{ BTU/lbMol}$$

$$L_{M1} = \frac{D(x_D - x_1)}{(y_2 - x_1)} = 174.787 \quad \text{lbMol/hr}$$

$$G_{M2} = \frac{D(x_D - x_1)}{(y_2 - x_1)} = 199.4215 \frac{\text{lbMol}}{\text{hr}}$$

c.3. Para el plato de alimentación:

Ajustando los puntos  $(y_{n+1}, x_n)$  de la zona de rectificación a una línea recta se tiene:

$$y_{n+1} = 0.8951 x_n + 0.097044$$

Y resolviendo simultáneamente esta ecuación con la línea recta de alimentación,  $y = -x + 0.5$ , se obtiene el punto de intersección de las líneas de operación:

$$y = 0.28737$$

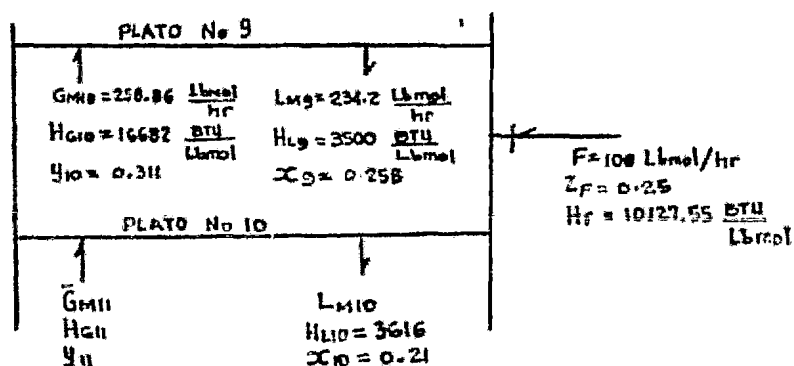
$$x = 0.21263$$

Por lo tanto, el plato de alimentación será aquel en que se cumpla lo siguiente:

$$x_F < 0.21263$$

$$x_{F-1} > 0.21263$$

Con lo cual el plato de alimentación es el N° 10 (ver la tabla al final del problema).



## c.4. Estimación del número de etapas en la sección de agotamiento:

Composición del líquido del fondo =  $x_w = 0.031$ , saturado y

$$H_{LW} = 4333 \text{ BTU/lbMol}$$

$$W = F - D = 75.63558 \text{ lbMol/hr}$$

$$Q_B = D H_{L,D} + W H_{L,W} + Q_C - F H_F = 2795919.332 \text{ BTU/hr}$$

El procedimiento de cálculo plato a plato para la sección de agotamiento es como se indica en el capítulo No. 3. Por ejemplo, para el plato No. 12 (estimación de  $\bar{L}_{M,11}$ ,  $\bar{G}_{M,12}$ , --

$$T_{12}(H_{G12}, H_{L12}), Y_{12}, x_{12}) :$$

$$\frac{W(x_w - Y_{12})}{(x_{11} - Y_{12})} H_{L11} - \frac{W(x_w - x_{11})}{(x_{11} - Y_{12})} H_{G12} = W H_{LW} - Q_B$$

$$\frac{281666.9(0.031 - Y_{12})}{(0.1675 - Y_{12})} + \frac{10.32426 H_{G12}}{(0.1675 - Y_{12})} = -2468190.364$$

Resolviendo por prueba y error se obtiene:

$$Y_{12} = 0.2145$$

$$H_{G12} = 16237 \text{ BTU/lbMol}$$

$$x_{12} = 0.13325 \quad \text{de fig. 5.31}$$

$$H_{L12} = 3833 \text{ BTU/lbMol}$$

$$T_{12} = 108.825^\circ\text{C} (227.885^\circ\text{F})$$

$$\bar{G}_{M,12} = \frac{W(x_w - x_{11})}{(x_{11} - Y_{12})} = 219.66 \text{ lbMol/hr}$$

$$\bar{L}_{M,11} = \frac{W(x_w - Y_{12})}{(x_{11} - Y_{12})} = 295.3 \text{ lbMol/hr}$$



A partir de las ecuaciones 3.58.b:

$$\bar{G}_{M11} = \frac{G_{M10} Y_{10} - FZ_F - L_{M9} x_9 + (F + L_{M9} - G_{M10}) x_{10}}{Y_{11} - x_{10}}$$

$$\bar{G}_{M11} = \frac{10.90189}{Y_{11} - 0.21}$$

y de la ec. 3.59.b:

$$\bar{G}_{M,11} = \frac{G_{M10} H_{G10} - F H_F - L_{M9} H_{L9} + (F + L_{M9} - G_{M10}) H_{L10}}{H_{G11} - H_{L10}}$$

$$\bar{G}_{M,11} = \frac{2758240.372}{H_{G11} - 3614}$$

Resolviendo por prueba y error y con ayuda de las figuras 5.30 y 5.31 se obtiene:

$$\bar{G}_{M11} = 215.166 \text{ lbMol/hr}$$

$$H_{G,11} = 16437 \text{ BTU /lbMol}$$

$$Y_{11} = 0.26066$$

$$\bar{L}_{M10} = 290.5315$$

El líquido en equilibrio con el vapor en el plato No. 11 tiene la siguiente composición:

$$x_{11} = 0.1675$$

$$T_{11} = 107.5^\circ\text{C} \text{ (225.5}^\circ\text{F)}$$

$$H_{L11} = 3724 \text{ BTU/lbMol}$$

Los resultados obtenidos para cada plato se resumen en la siguiente tabla:

Plato No.	Temp. °F	$G_M$ lbMol/hr	$L_M$ lbMol/hr	y	x	$H_G$ btu/lbMol	$H_L$ btu/lbMol
1	212	203.012	174.787	0.92	0.886	19666.3	2702.2
2	212.612	199.4215	174.787	0.8902	0.835	19520	2745
3	213.08	199.42	185.11	0.8455	0.771	19280	2815
4	213.8	209.74	193.28	0.7885	0.69	18970	2907.5
5	214.88	217.92	192.9696	0.716	0.602	18595	3012
6	216.32	217.604	208.024	0.638	0.495	18186	3133
7	217.76	232.65	219.407	0.54	0.39	17686	3276
8	219.4	244.042	226.72	0.4435	0.318	17224	3390
9	221.18	251.35	234.22	0.377	0.258	16908	3500
10	223.07	258.85	290.5315	0.311	0.21	16682	3616
11	225.5	215.166	295.3	0.26066	0.1675	16437	3724
12	227.8	219.66	301.438	0.2145	0.13325	16237	3833
13	230.72	225.8	307.58	0.1675	0.1	16016	3957
14	233.78	231.93	308.36	0.1225	0.071	15857	4100
15	237.02	232.72	321.45	0.084	0.044	15749	4233
16	240.116	245.81		0.048	0.022	15674	4374

Problema 2.- Se alimenta una mezcla de composición 42% Mol de heptano y 58% Mol de etil-benceno a una columna de destilación operando a 760 mm Hg abs de presión. El producto del domo tendrá 97% Mol de heptano y el producto de fondo 99% Mol de etil-benceno.

Utilizando una relación de reflujo de 2.5, determinar el número de etapas en equilibrio necesarias cuando la alimentación y el reflujo se introducen como líquidos saturados. Los datos de equilibrio son los siguientes,

T °C	136.2	129.5	122.9	119.7	116	110.8	106.2	103	100.2	98.5
$x_H$	0.0	0.08	0.185	0.25	0.335	0.487	0.651	0.788	0.914	1.0
$Y_H$	0.0	0.233	0.428	0.514	0.608	0.729	0.834	0.904	0.963	1.0

a) Resolviendo por el método No. 3:

Línea de operación para la sección de enriquecimiento:

$$Y_{n+1} = \frac{R}{R+1} x_n + \frac{x_D}{R+1} = 0.71429 x_n + 0.27714$$

Línea de operación para la sección de agotamiento:

$$Y_{m+1} = \frac{\bar{L}_M}{\bar{L}_M - W} x_m - \frac{W}{\bar{L}_M - W} x_W$$

$$x_W = 1 - 0.99 = 0.01$$

Considerando una base de 100 lbMol/hr de alimentación y a partir de un balance total de materia se obtiene:

$$D = 42.7083 \text{ lbMol/hr}$$

$$W = 57.2917 \text{ lbMol/hr}$$

Un balance en la parte superior de la columna proporciona:

$$G_M = L_M + D \quad ; \quad \frac{L_M}{G_M} = \frac{R}{R + 1} = 0.71429$$

$$G_M = 149.4813 \text{ lbMol/hr}$$

$$L_M = 106.77 \text{ lbMol/hr}$$

En el plato de alimentación se tiene:

$$f = 0$$

Cantidad de líquido alimentado :  $F(1 - f) = F$

Cantidad de vapor alimentado:  $F(f) = 0.0$

$$\bar{L}_M = L_M + F(1-f) = 206.773 \text{ lbMol/hr}$$

$$\bar{G}_M = G_M - F(f) = 149.4813 \text{ lbMol/hr}$$

Y,

$$y_{m+1} = 1.38327 x_m - 0.0038327$$

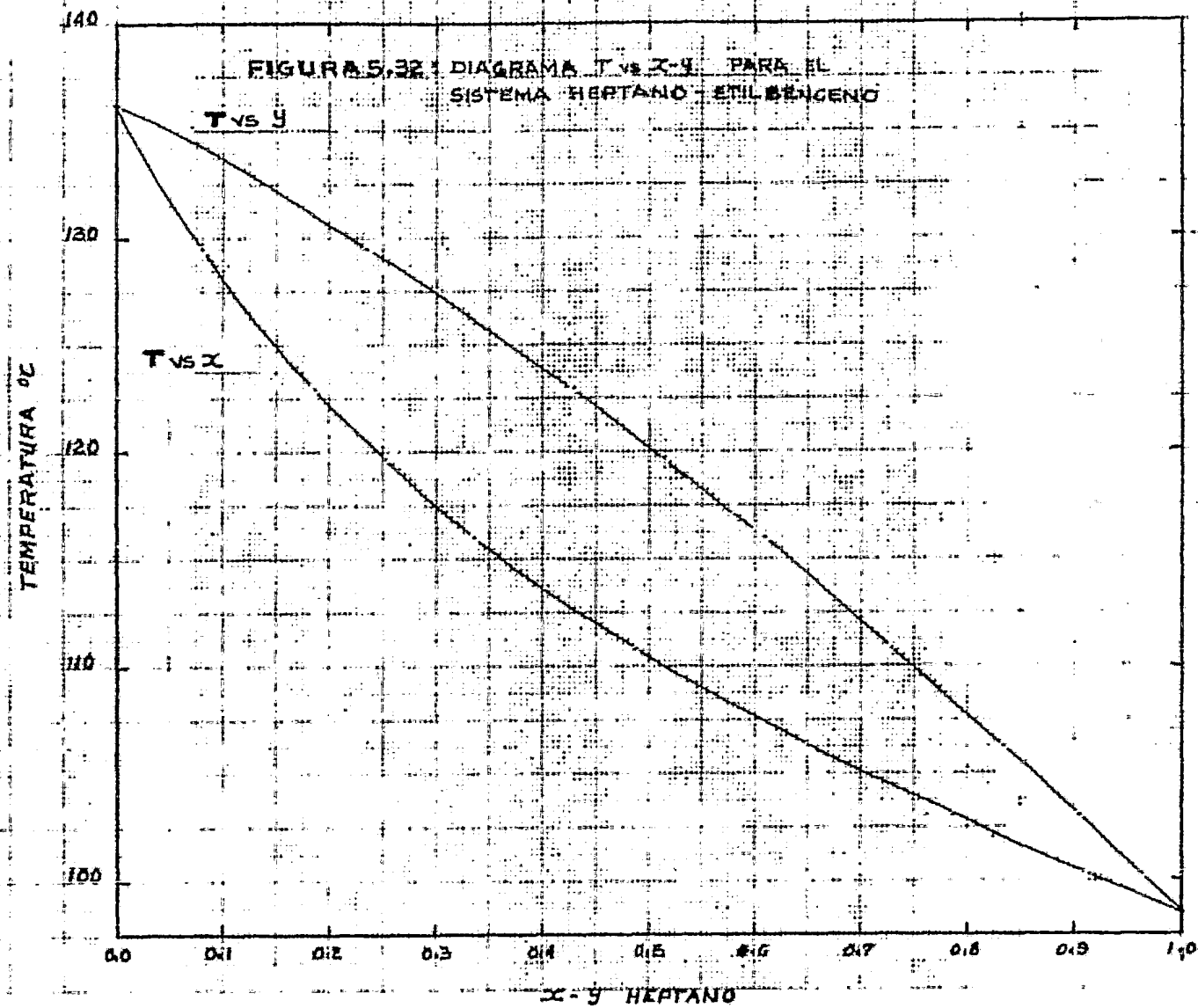
Curva de equilibrio.- Los datos de equilibrio se obtendrán de la fig. 5.32.

Punto de intersección de las líneas de operación con la línea de alimentación:

$$x = 0.42$$

$$y = 0.57714$$

De la solución plato a plato, utilizando las ecuaciones de las líneas de operación y los datos de equilibrio, se obtienen los siguientes datos:



## Sección de rectificación:

Plato No.	$Y_n$	$x_n$ de fig. 5.3.2	$Y_{n+1}$ de ec. línea op.
1	0.97	0.9275	0.9396
2	0.9396	0.859	0.8906
3	0.8907	0.761	0.8207
4	0.8207	0.628	0.7257
5	0.7257	0.484	0.6228
6	0.6228	0.35	0.5271
7	0.5271	0.263	0.4649

## Sección de agotamiento:

Plato No.	$x_m$	$Y_m$ de fig. 5.3.2	$x_{m+1}$ de ec. línea op.
Rehervidor	0.01	0.03	0.02445
$N_p$	0.02445	0.0675	0.05156
$N_{p-1}$	0.05156	0.155	0.114824
$N_{p-2}$	0.114824	0.305	0.22326
$N_{p-3}$	0.22326	0.483	0.3519
$N_{p-4}$	0.3519	0.625	0.4545

Localización del plato de alimentación:

para el plato de alimentación, No. F.

$$x_{F-1} > 0.42$$

$$x_F < 0.42$$

∴ el plato de alimentación es el número 6 ó el  $N_{P-4}$  y el número de etapas requerido es de 10 más el rehervidor.

b) Resolviendo por el método No. 4:

De nuevo, se harán las siguientes consideraciones:

- 1.- Condensador total
- 2.- Rehervidor total
- 3.- Los calores sensibles y de mezclado no son considerables
- 4.- Se utilizarán dos valores para la relación de calores, g, uno para la sección de rectificación y otro para la sección de agotamiento puesto que:

	$\lambda_{\text{heptano}}$ BTU/lbMol	$\lambda_{E-B}$ BTU/lbMol	$\frac{\lambda_{E-B}}{\lambda_{\text{heptano}}} = g$
$T_{\text{domo}} = 100^{\circ}\text{C}$	13100	16404	1.2522
$T_{\text{alim.}} = 112.9^{\circ}\text{C}$	12750	16072	1.26056
$T_{\text{fondo}} = 135.4^{\circ}\text{C}$	11900	15443	1.2977

para la sección de rectificación:  $g = 1.256373$

para la sección de agotamiento:  $g = 1.278995$

5.- Volatilidad relativa constante.

$$= \frac{y_i / x_i}{y_j / x_j} = \frac{y_H / x_H}{y_{E-D} / x_{E-B}}$$

	heptano			etil-benceno			$\alpha$
	y	x	y/x	y	x	y/x	
domo	0.97	0.927	1.045	0.03	0.0725	0.414	2.5274
alim.	0.682	0.42	1.624	0.318	0.58	0.548	2.9616
fondo	0.03	0.01	3.0	0.97	0.99	0.979	3.061

tomando el promedio geométrico entre el domo y el fondo:

$$\alpha = 2.7818$$

$$F = 100 \text{ lbMol/hr}$$

$$D = 42.7083 \text{ lbMol/hr}$$

$$W = 57.2917 \text{ lbMol/hr}$$

$$z_F = 0.42 \quad \left\{ \begin{array}{l} x_F = 0.42 \quad \text{líquido saturado} \\ y_F = 0.0 \end{array} \right.$$

De ec. 3.49:

$$S = \frac{(D/F) (R+1) \left[ g - (g-1) x_D \right] \lambda_{A,D} - \left[ g - (g-1) y_F \right] (1-q_F) \lambda_{A,F}}{(W/F) \left[ g - (g-1) x_W \right] \lambda_{A,W}}$$

El valor de  $g$  multiplicado por  $\lambda_{A,D}$ ,  $\lambda_{A,F}$  y  $\lambda_{A,W}$ , corresponde al de la sección de rectificación, alimentación y sección de agotamiento respectivamente.

$$S = 2.26788$$

Sección de enriquecimiento:

de la ec. 3.37.c:

$$= (R+1) \left[ g - (g-1) x_D \right] \frac{2 \lambda_{A,D}}{\lambda_{A,F} + \lambda_{A,D}} = 3.57467$$



de la ec. 3.44:

$$a = \frac{(\alpha - g) x_D - \phi \alpha}{\phi (\alpha - 1) + g - \alpha} = -1.74742$$

$$b = \frac{\phi - g}{\phi (\alpha - 1) + g - \alpha} = 0.4786$$

$$c = \frac{g x_D}{\phi (\alpha - 1) + g - \alpha} = 0.25159$$

de la ec. 3.46:

$$x_i = \frac{-(a+b) - \sqrt{(a+b)^2 - 4c}}{2} = 0.24597$$

El número de etapas se obtiene a partir de la ecuación:

$$\left(-\frac{a + x_i}{b + x_i}\right)^n = \left(\frac{x_D - x_i}{x_n - x_i}\right) \left(\frac{a+b+x_i + x_n}{a+b+x_i + x_D}\right)$$

$x_n$  es la intersección de la línea de operación (ec. 3.37.c) con la línea de alimentación (pendiente = $\infty$ )

Como la línea de alimentación es vertical, la intersección es:

$$x_n = x_F = z_F = 0.42$$

$$n = 5.3$$

Sección de agotamiento:

de la ec. 3.38.c:

$$\phi' = -S \left[ g - (g-1) x_W \right] \frac{2 \lambda_{A,W}}{\lambda_{A,F} + \lambda_{A,W}} = -2.79448$$

$$a' = \frac{(\alpha - g) x_W - \phi' \alpha}{\phi' (\alpha - 1) + g - \alpha} = -1.2016$$

$$b' = \frac{\phi' - g}{\phi'(\alpha - 1) + g - \alpha} = 0.62843$$

$$c' = \frac{g x_W}{\phi'(\alpha - 1) + g - \alpha} = -0.001973$$

$$x'_i = \frac{(a' + b') + \sqrt{(a' + b')^2 - 4c'}}{2} = 0.57659$$

Estimación de  $x'_{iy}$  : asumiendo 5 etapas en equilibrio en la sección de enriquecimiento y de la ec. 3.46 se obtiene:

$$x_n = 0.4510$$

y de la ec. 3.48:

$$\frac{(\phi' - g) x'_{iy} + x_W g}{(x'_{iy} - x_W)(1-g) + \phi} = \frac{(\phi - g) x_n + x_D g}{(x_n - x_D)(1-g) + \phi}$$

$$x'_{iy} = 0.44$$

El número de etapas en esta sección se obtiene a partir de la ecuación:

$$\left( -\frac{a' + x'_i}{b' + x'_i} \right)^m = \left( \frac{x'_{iy} - x'_i}{x_W - x'_i} \right) \left( \frac{a' + b' + x'_i + x_W}{a' + b' + x'_i + x'_{iy}} \right)$$

$$m = 7.45$$

y el número total de etapas requeridas es:

$$5 + 7.45 = 13 \text{ más el rehornador}$$

c) Resolviendo por el Método de Sorel:

c.1) Datos entalpia-concentración.

T °C	$x_H$	$y_H$	$H_L$ BTU/lbMol	$H_G$ BTU/lbMol
136.2	0.0	0.0	10656	26136
129.5	0.08	0.233	10254.6	25565.4
122.9	0.185	0.428	9936	25056
119.7	0.251	0.514	9792	24966
116	0.335	0.608	9648.0	24498.0
110.8	0.487	0.729	9468.0	24210.0
106.2	0.651	0.834	9306.0	23598
103	0.788	0.904	9288.0	23292
100.2	0.914	0.963	9223.2	23011.2
98.5	1.0	1.0	9180.0	22815

Los datos de equilibrio se muestran en la fig. 5.3.3

c.2) Estimación del número de etapas en la sección de rectificación.

$$R = 2.5$$

$$x_O = x_D = 0.97, \quad T_{LO} = T_{LD} = 99.1^\circ\text{C}, \quad H_{LO} = H_{LD} = 9200 \text{ BTU/lbMol}$$

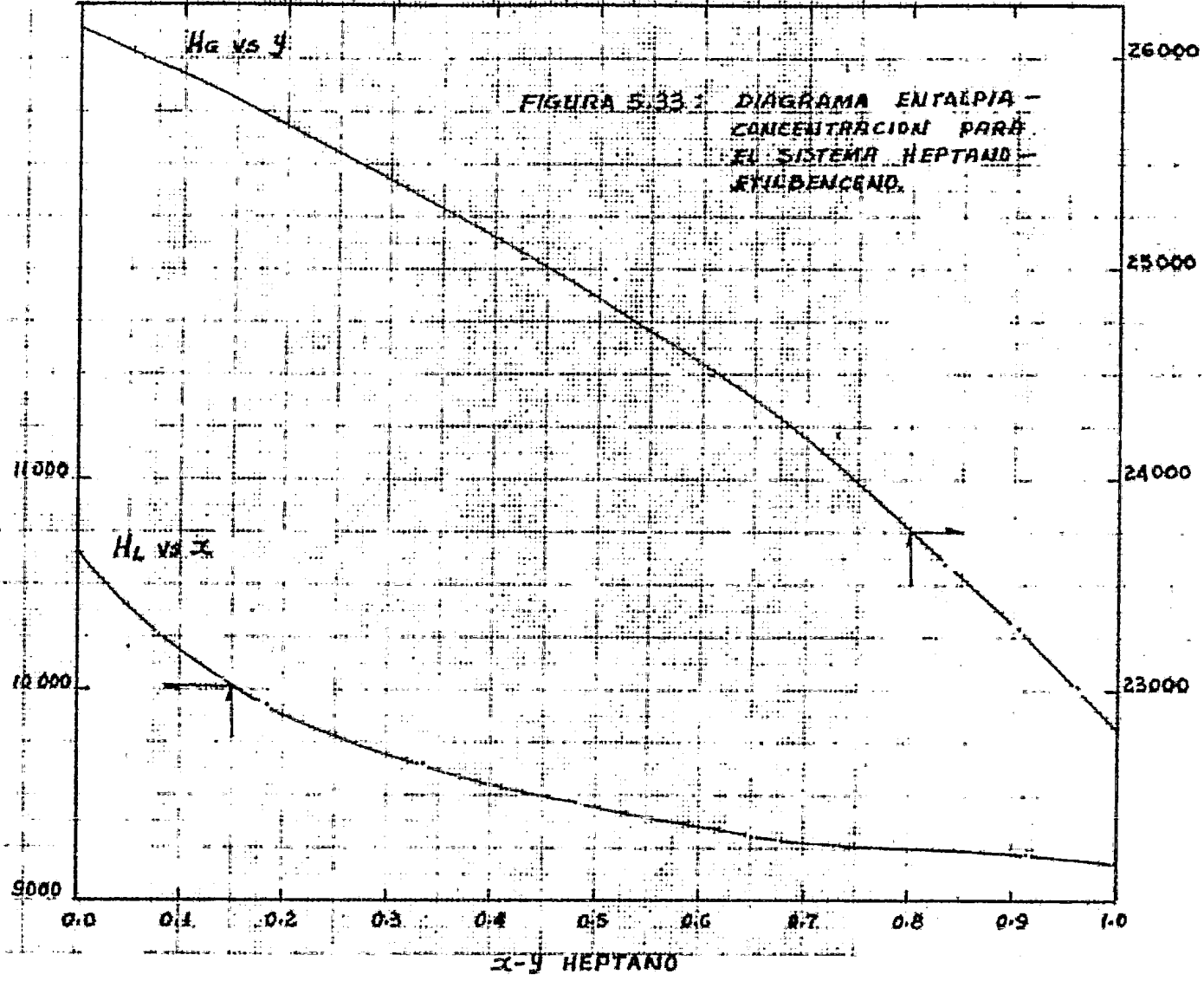
$$F = 100 \text{ lbMol/hr} \quad x_F = 0.42$$

$$D = 42.7083 \text{ lbMol/hr} \quad x_D = x_O = y_1 = 0.97$$

$$W = 57.2917 \text{ lbMol/hr} \quad x_W = 0.01$$

$$L_{MO} = 2.5 (D) = 106.7708 \text{ lbMol/hr}$$

$H_L$  BTU / lb mol solución



$H_G$  BTU / lb mol solución

$$G_{M1} = L_{M0} + D = 149.4791 \text{ lbmol/hr}$$

$$\text{para } y_1 = 0.97, \quad T_{G1} = 100 \text{ }^\circ\text{C}, \quad H_{G1} = 22970 \text{ BTU/lbmol}$$

de la ecuación 2.32 :

$$Q_C = G_{M1} H_{G1} - L_{M0} H_{L0} - D H_{LD} = 2058327.2 \text{ BTU/lbmol}$$

La composición del líquido que sale del plato No. 1 es  $x_1 = 0.925$  (en equilibrio con  $y_1$ ) y  $H_{L1} = 9220 \text{ BTU/lbmol}$ , datos obtenidos de la figura 5.32.

El procedimiento de cálculo plato a plato se continúa hacia el plato de alimentación siguiendo el método descrito en el capítulo 3. Por ejem., para la etapa No. 2 (determinación de  $L_{M1}$ ,  $G_{M2}$ ,  $T_2$  ( $H_{L2}$ ,  $H_{G2}$ ),  $y_2$ ,  $x_2$ ) :

de la ecuación 3.54.b :

$$\frac{D (x_D - x_1)}{y_2 - x_1} H_{G2} - \frac{D (x_D - y_2)}{y_2 - x_1} H_{L1} - Q_C = D H_{LD}$$

$$\frac{1.92188}{y_2 - 0.925} H_{G2} - \frac{393770.52 (0.97 - y_2)}{y_2 - 0.925} = 2451243.567$$

Utilizando las figuras 5.32 y 5.33 y resolviendo por prueba y error se obtiene :

$$y_2 = 0.938$$

$$x_2 = 0.8075$$

$$T_2 = 101.4 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$H_{G2} = 23125 \text{ BTU/lbmol}$$

$$H_{L2} = 9280 \text{ BTU/lbmol}$$

$$L_{M1} = \frac{D (x_D - y_2)}{(y_2 - x_1)} = 105.1281 \text{ lbmol/hr}$$

$$G_{M2} = \frac{D (x_D - x_1)}{(y_2 - x_1)} = 147.8364 \text{ lbmol/hr}$$

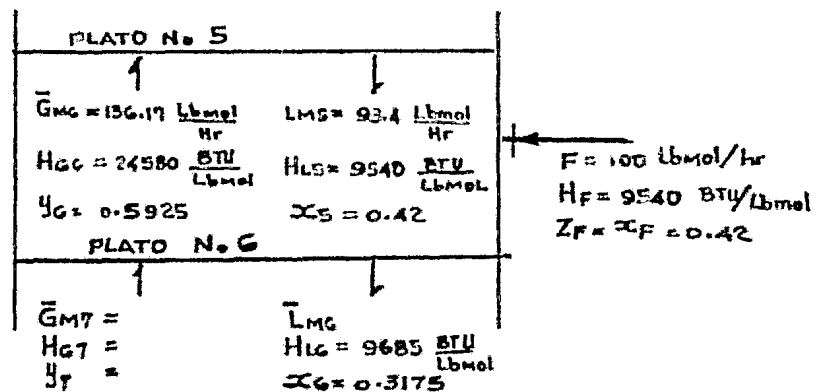
c.3) Para el plato de alimentación :

Como la línea de alimentación es vertical en  $x = 0.42$  , entonces el plato de alimentación será aquel que cumpla con :

$$x_{F-1} > 0.42$$

$$x_F < 0.42$$

de donde el plato de alimentación será el No. 6 (ver tabla al final del problema).



A partir de la ecuación 3.58.b :

$$\bar{G}_{M7} = \frac{G_{M6} y_6 - F z_F - L_{M5} x_5 + (F + L_{M5} - G_{M6}) x_6}{y_7 - x_6} = \frac{17.61716}{y_7 - 0.3175}$$

y de la ecuación 3.59.a :

$$\bar{G}_{M7} = \frac{G_{M6} H_{G6} - F H_F - L_{M5} H_{L5} + (F + L_{M5} - G_{M6}) H_{L6}}{H_{G7} - H_{L6}} = \frac{2056324.98}{H_{G7} - 9685}$$

Resolviendo por prueba y error ambas ecuaciones y con ayuda de las figuras 5.32 y 5.33 :

$$\bar{G}_{M7} = 133.4598 \text{ lbmol/hr}$$

$$\bar{L}_{M6} = 190.75141 \text{ lbmol/hr}$$

$$y_7 = 0.45, \quad x_7 = 0.2, \quad T_7 = 122.1 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$H_{G7} = 25035 \text{ BTU/lbmol}$$

$$H_{L7} = 9900 \text{ BTU/lbmol}$$

c.4) Estimación del número de etapas en la zona de agotamiento.

La composición del líquido saturado que sale por el fondo :

$$x_w = 0.01$$

y su entalpía :

$$H_{LW} = 10600 \text{ BTU/lbmol}$$

de la ecuación 2.32.a :

$$Q_B = D H_{LD} + Q_C + W H_{LW} - F H_F$$

$$Q_B = 2104535.587 \text{ BTU/lbmol}$$

El procedimiento de cálculo plato a plato, para esta sección, desde el plato de alimentación hasta el fondo de la columna es como se describió en el capítulo 3.

Por ejem., para el plato No. 8 (estimación de  $\bar{L}_{M7}$ ,  $\bar{G}_{M8}$ ,

$T_8$  ( $H_{G8}$ ,  $H_{L8}$ ),  $y_8$ ,  $x_8$ ) :

$$\frac{W (x_w - y_8)}{(x_7 - y_8)} H_{L7} - \frac{W (x_w - x_7)}{(x_7 - y_8)} H_{G8} = W H_{LW} - Q_B$$

$$\frac{567187.83 (0.01 - y_8)}{(0.2 - y_8)} + \frac{10.88542}{(0.2 - y_8)} H_{G8} = -1497243.567$$

Resolviendo por prueba y error se obtiene :

$$y_8 = 0.2825$$

$$x_8 = 0.1025$$

$$T_8 = 127.8 \text{ } ^\circ\text{C}$$

de fig. 5.33



$$H_{G8} = 25430 \text{ BTU/lbmol}$$

$$H_{L8} = 10190 \text{ BTU/lbmol}$$

$$\bar{G}_{M8} = \frac{W (x_W - x_7)}{(x_7 - y_8)} = 131.94 \text{ lbmol/hr}$$

$$\bar{L}_{M7} = \frac{W (x_W - y_8)}{(x_7 - y_8)} = 189.236 \text{ lbmol/hr}$$

Los resultados obtenidos para cada plato se resumen en la sig. tabla:

plato No.	temp. °C	$G_M$ lbmol/hr	$L_M$ lbmol/hr	Y	x	$H_G$ BTU/lbmol	$H_L$ BTU/lbmol
1	100	149.4791	105.1281	0.97	0.925	22970	9220
2	101.4	147.8364	103.399	0.938	0.807	23125	9280
3	105.25	146.1073	97.58	0.855	0.687	23500	9300
4	108.9	140.2918	94.6796	0.773	0.551	23945	9380
5	112.9	137.388	93.463	0.681	0.42	24315	9540
6	116.7	136.1714	190.7514	0.592	0.317	24580	9685
7	122.1	133.4598	189.236	0.45	0.2	25035	9900
8	127.8	131.94	189.77	0.282	0.102	25430	10190
9	132.2	132.48	188.7256	0.142	0.049	25790	10405
10	134.45	131.434	187.5	0.066	0.022	25980	10530
11	135.5	130.208	57.2917	0.027	0.01	26078	10600



#### 5.4 Extracción Líquido-Líquido

Los métodos analíticos indicados en el capítulo 3 son casos particulares de los tipos de extracción mencionados en el capítulo 2. Esta particularidad aparece cuando los solventes (componentes "A" y "B") son totalmente inmiscibles entre sí y cada uno permanece en el refinado y en el extracto respectivamente, a lo largo del proceso de separación, además de que la relación de equilibrio es lineal.

Los métodos de solución gráfica en Extracción Líquido-Líquido son completamente generales y de lo más común. Por consiguiente, en el ejemplo que sigue se utilizará el sistema agua-dioxano-benceno para ilustrar el método de cálculo analítico (los ejemplos utilizados en los métodos de solución gráfica utilizan sistemas cuyas características no se ajustan a las simplificaciones mencionadas arriba).

Problema No. 6 .- A 25 °C la distribución de dioxano en agua y benceno en el equilibrio es la siguiente :

% en peso de dioxano en agua (refinado)	5.1	18.9	25.2
% en peso de dioxano en benceno (extracto)	5.2	22.5	32.0

A estas concentraciones el agua y el benceno son prácticamente insolubles. 1000 lb de una solución 25% - dioxano y 75% - agua será tratada con benceno para extraer 95% del dioxano. El benceno se alimenta libre de dioxano.

- a) Calcular la cantidad de solvente requerido en una extracción en simple etapa.
- b) Si la extracción se realiza utilizando cantidades iguales de solvente en cinco etapas a flujo cruzado (extracción simple en múltiple etapa), ¿qué cantidad de solvente se requiere?
- c) Si la operación se realiza en contracorriente :
- c.1 ¿Cual es la mínima cantidad de solvente requerido?
- c.2 Si se utilizan 900 lb/hr de solvente ¿Cuántas etapas teóricas se requieren?
- d) Si la operación se lleva a cabo en un equipo de contacto continuo , calcular el número de unidades de transferencia  $N_{TOR}$  requeridas utilizando 900 lb/hr de benceno.

Solución:

Ajustando los datos de equilibrio a una línea recta:

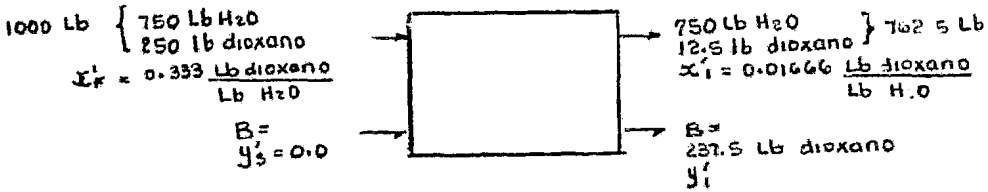
$x'$	0.0	0.05374	0.23305	0.3369
$y'$	0.0	0.05485	0.29032	0.47058

$$y' = 1.387984 x' - 0.0124754$$

donde:  $x' = \text{lb dioxano/lb agua}$

$y' = \text{lb dioxano/lb benceno}$

a)



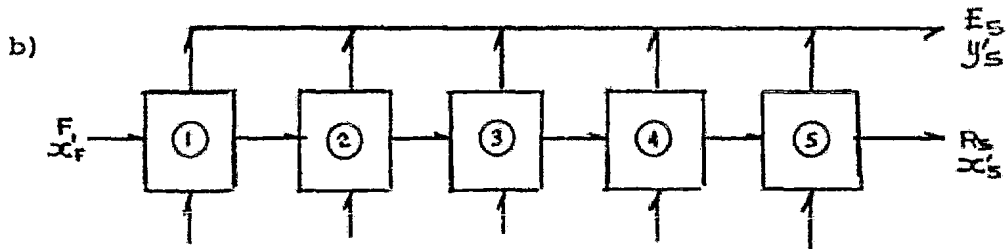
De la ecuación 3.67, considerando  $y_3^i = 0$

$$x_1^i = \frac{(x_F^i + \frac{b}{m})}{(1 + B \frac{m}{A})} - \frac{b}{m}$$

Sustituyendo valores se obtiene :

$$B = 22284.43 \text{ lb de benceno}$$

$$y_1^i = 0.01065 \text{ lb dioxano/lb benceno}$$



$$y_5^i = 0.0$$

$$F = 1000 \text{ lb } \left\{ \begin{array}{l} 750 \text{ lb H}_2\text{O} \\ 250 \text{ lb dioxano} \end{array} \right.$$

$$x_F^i = 0.3333 \text{ lb dioxano/lb agua}$$

$$\left. \begin{array}{l} 750 \text{ lb H}_2\text{O} \\ 12.5 \text{ lb dioxano} \end{array} \right\} 762.5 \text{ lb} = B_5$$

$$x_5^i = 0.01666 \text{ lb dioxano/lb H}_2\text{O}$$

de la ecuación 3.67 :

$$x'_n = \frac{(x'_F + \frac{b}{m})}{(1 + \frac{Bm}{A})} - \frac{b}{m}$$

y sustituyendo valores se obtiene:

$$B = 602.06$$

Flujo total de solvente:  $602.06 * 5 = 3010.3 \text{ lb}$

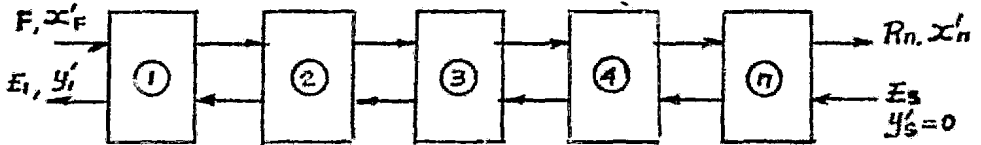
237.5 lb dioxano

$$3247.5 \text{ lb} = E_S$$

3010.3 lb benceno

$$y'_5 = 0.0789 \text{ lb dioxano/lb benceno}$$

c)



$$F = 1000 \text{ lb/hr} \quad \left\{ \begin{array}{l} 750 \text{ lb/hr H}_2\text{O} \\ 250 \text{ lb/hr dioxano} \end{array} \right.$$

$$x'_F = 0.3333 \text{ lb dioxano/lb H}_2\text{O}$$

$$\left. \begin{array}{l} 750 \text{ lb/hr H}_2\text{O} \\ 12.5 \text{ lb/hr dioxano} \end{array} \right\} 762.5 \text{ lb/hr} = R_n$$

$$x'_n = 0.01666 \text{ lb dioxano/lb H}_2\text{O}$$

c.1. El flujo mínimo de solvente se obtiene cuando la línea de operación intercepta a la curva de equilibrio en el punto  $(x_F^i, y_1^i) = (0.333, y_1^i)$ .  $y_1^i$  se obtiene al resolver la ecuación de la línea de equilibrio para  $x = 0.3333$  :

$$y_1^i = 0.45019$$

La línea de operación es:

$$\frac{A}{B} = \frac{(y_1^i - y_S^i)}{(x_F^i - x_n^i)} = 3.15789 \quad y_1^i = 1.42164$$

$$y, \quad B_{\min.} = A/1.42164 = \frac{750 \text{ lb/hr}}{1.42164} = 527.6 \text{ lb/hr de benceno}$$

c.2. Para 900 lb benceno/hr:

$$E_S = 900 \text{ lb/hr}$$

$$y_S^i = 0.0$$

$$\left. \begin{array}{l} 900 \text{ lb/hr benceno} \\ 237.5 \text{ lb/hr dioxano} \end{array} \right\} E_1 = 1137.5 \text{ lb/hr}$$

$$y_1^i = 0.26388 \text{ lb dioxano/lb benceno}$$

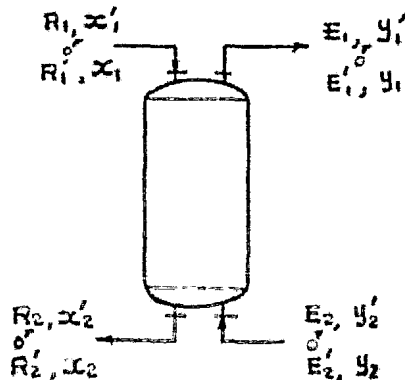
A partir de la ecuación 5.32, el número de etapas requeridas es:

$$\frac{x_n^i + \frac{b}{m}}{x_F^i + \frac{b}{m}} = \frac{\frac{Bm}{A} - 1}{\left(\frac{Bm}{A}\right)^{n+1} - 1} \quad \text{----- (5.32)}$$

$$n = 5.61$$

d)

	Entrada	Salida
R E F I N A D O	H <sub>2</sub> O :	H <sub>2</sub> O :
	750 lb/hr = 41.66 lbmol/hr = A	750 lb/hr = 41.66 lbmol/hr = A
	Dioxano :	Dioxano :
	250 lb/hr = 2.8377 lbmol/hr	12.5 lb/hr = 0.1419 lbmol/hr
	R <sub>1</sub> = 750 + 250 = 1000 lb/hr	R <sub>2</sub> = 750 + 12.5 = 762.5 lb/hr
	R' <sub>1</sub> = 41.66 + 2.83 = 44.5 $\frac{\text{lbmol}}{\text{hr}}$	R' <sub>2</sub> = 41.66 + 0.1419 = 41.8 $\frac{\text{lbmol}}{\text{hr}}$
x' <sub>1</sub> = 0.3333 lb dioxano/lb H <sub>2</sub> O	x' <sub>2</sub> = 0.01667 lb dioxano/lb H <sub>2</sub> O	
x <sub>1</sub> = 0.06376 fracción mol	x <sub>2</sub> = 0.0034 fracción mol	
E X T R A C T O	Benceno:	Benceno:
	900 lb/hr = 11.5237 lbmol/hr	900 lb/hr = 11.5237 lbmol/hr
	= B	= B
	Dioxano:	Dioxano:
	0.0 lb/hr = 0.0 lbmol/hr	237.5 lb/hr = 2.696 lbmol/hr
	E <sub>2</sub> = 900 lb/hr	E <sub>1</sub> = 900 + 237.5 = 1137.5 lb/hr
E' <sub>2</sub> = 11.5237 lbmol/hr	E' <sub>1</sub> = 11.523 + 2.696 = 14.219 $\frac{\text{lbmol}}{\text{hr}}$	
y' <sub>2</sub> = 0.0	y' <sub>1</sub> = 0.26389 lb dioxano/lb benceno	
y <sub>2</sub> = 0.0	y <sub>1</sub> = 0.18958 fracción mol	



Relación de equilibrio:

% peso de dioxano en agua	0.0	5.1	18.9	25.2
% peso de dioxano en benceno	0.0	5.2	22.5	32.0
x' lb dioxano/lb H <sub>2</sub> O	0.0	0.05374	0.233	0.3369
y' lb dioxano/lb benceno	0.0	0.05485	0.2903	0.4705
x fracción mol	0.0	0.01086	0.0454	0.0644
y fracción mol	0.0	0.04637	0.2047	0.2944

$$y' = 1.387984 x' - 0.0124754$$

$$y = 4.57745 x - 0.00177$$

$$N_{tOR} = \frac{x'_1 - x'_2}{(x' - x^*)_M} + \frac{1}{2} L_n \frac{1 + r x'_2}{1 + r x'_1}$$

para  $y'_1 = 0.26389$

$$x'_1{}^* = 0.19912$$

$y'_2 = 0$

$$x'_2{}^* = 0$$

} utilizando la  
curva de equilibrio

$$(x' - x^*)_M = \frac{(x'_2 - x'_2) - (x'_1 - x'_1{}^*)}{L_n \frac{(x'_2 - x'_2{}^*)}{(x'_1 - x'_1{}^*)}} = 0.05636$$

$$r = \frac{PM \text{ solvente}}{PM \text{ soluto}} = \frac{18}{88.1} = 0.20431$$

$$N_{tOR} = 5.6$$

TEMA 6 . - CONCLUSIONES

A continuación se hace una comparación de los resultados de los problemas para cada operación unitaria analizada. De esta manera se emiten conclusiones con respecto a la utilización de cada método de solución.

6.1 Absorción de Gases

Problema	Mezcla de alimentación	Método de Solución	Resultado	Observaciones
1	Propano-Aire	Integración Gráfica	$N_{OG}=4.94$	Reduciendo el intervalo considerado en el cálculo del area bajo la curva por la Regla de Simpson se obtiene: $N_{OG} = 4.7$
		Simplificación de la Integral	$N_{OG}=4.94$	
		Método de Baker	$N_{OG}=4.8$	El resultado es muy -- cercano a los obtenidos con los otros métodos gráficos, por lo que se recomienda su uso -- para casos como este.
		Método de White	$N_{OG}=4.82$	El resultado es congruente con los anteriores, y por lo tanto también es recomendable.
		Ecuación 3.21.e $N_{OG} = \frac{Y_1 - Y_2}{(y - y^*)_m}$	$N_{OG}=8.72$	El resultado es muy diferente debido a que esta ecuación se usa cuando se tiene línea de equilibrio recta y soluciones diluidas, y esto no se cumple en este caso.



Problema	Mezcla de alimentación	Método de Solución	Resultado	Observaciones
1	Propano-Aire	Ecuación 3.22	$N_{OG}=5.97$	El resultado es --- aproximado ya que - esta ecuación inclu ye solamente el 2o. término de la inte- gral simplificada.
		$N_{OG} = \frac{\ln \left[ \frac{y_1 - mx_2}{y_2 - mx_2} \left( 1 - \frac{1}{A} \right) + \frac{1}{A} \right]}{1 - 1/A}$		
		Ecuación 3.23	$N_{OG}=5.65$	El resultado es cer cano ya que esta -- ecuación considera la línea de equili- brio recta en el -- origen
		$N_{OG} = \frac{1}{1 - (1/A)_2} \ln \left\{ \frac{[1 - (1/A)_2]^2 \frac{y_1 - y_{2*}}{y_2 - y_{2*}} + (1/A)_2}{1 - (y_{1*}/y_1)} \right\}$		
2	CS <sub>2</sub> -N <sub>2</sub>	Integración Gráfica	$N_{OG}=5.34$	En este caso el re- sultado es bastante aproximado debido a que el intervalo -- considerado al cal- cular el area bajo la curva es muy pe- queño.
		Simplifica- ción de la Integral	$N_{OG}=5.34$	
		Método de Baker	$N_{OG}=5.9$	En ambos casos la - diferencia en el re- sultado se debe al error involucrado - en el trazado de -- las figs. 5.8 y 5.9
		Método de White	$N_{OG}=5.8$	

Problema	Mezcla de alimentación	Método de Solución	Resultado	Observaciones
2	CS <sub>2</sub> -N <sub>2</sub>	Ecuación 3.21.e	N <sub>OG</sub> =5.7	En este caso, el resultado es correcto, ya que - cumplen las consideraciones de la ecuación para su utilización.
		Ecuación 3.22	N <sub>OG</sub> =5.8	
		Ecuación 3.23	N <sub>OG</sub> =4.78	El resultado se aleja ya que esta ecuación no es la más adecuada para este caso.

### Conclusiones

La integración gráfica es un método de cálculo recomendable en cuanto a exactitud, pero en general es laborioso.

El método de Baker es el procedimiento gráfico más simple, y por tanto se recomienda su uso para casos extremos: la resistencia a la transferencia de masa se debe principalmente a la fase gaseosa o, a la fase líquida.

El método de White es más general, ya que puede usarse en casos donde la resistencia a la transferencia de masa esté dividida entre las fases. Además, consume una cantidad de tiempo de cálculo menor que la integración gráfica.

Los métodos de solución analíticos se recomiendan solamente para casos donde se cumplen las consideraciones hechas al deducir las

ecuaciones: línea de equilibrio recta en el intervalo de concentración considerado y soluciones diluidas, o sea, la línea de operación también es recta.

Puede decirse que lo más conveniente es utilizar métodos analíticos para rangos de concentración en donde pueda suponerse que las líneas de equilibrio y operación son rectas, y usar métodos gráficos para concentraciones intermedias.

## 6.2 Deshumidificación

Problema	Sistema	Método de Solución	Resultado	Observaciones
1	Aire- Agua	Método de Mickley	$t_{y_a} = 96.3^\circ\text{F}$	
		Integración Gráfica	$N_G = 1.68$	
		Integración Analítica	$N_G = 1.55$	El resultado concuerda con el obtenido por la integración gráfica por lo que es más recomendable para casos como éste.
2	Aire-Agua	Método de Mickley	$t_{y_a} = 65.7^\circ\text{F}$	
		Integración Gráfica	$N_G = 1.0$	
		Integración Analítica	$N_G = 1.0$	
3	Aire-Tolueno	Método de Mickley modificado	$t_{y_a} = 81.3^\circ\text{F}$	

Problema	Sistema	Método de Solución	Resultado	Observaciones
3	Aire-Tolueno	Integración Gráfica	$N_G=3.47$	
		Integración Analítica		Se obtiene una ecuación, cuya integración requiere métodos muy rigurosos.

### Conclusiones

El método de Mickley es la solución más conveniente para calcular el equipo para contacto directo de aire y agua, ya que la solución de las ecuaciones diferenciales involucradas es complicada ó, pueden -- originarse errores al hacer suposiciones para simplificar estas ecuaciones.

Se recomienda la integración analítica de la ecuación de diseño para el sistema aire-agua en lugar de la integración gráfica si se tiene la ecuación de la línea de equilibrio en el rango de operación.

El método de Mickley modificado para sistemas diferentes al aire-agua es un procedimiento muy útil, ya que no implica mucho trabajo y su aplicación puede ser confiable si las consideraciones hechas - para este método son aceptables.

Problema	Sistema	Método de Solución	Resultado	Observaciones
1	Heptano-Etilbenceno	McCabe-Thiele	n = 10	El resultado es confiable, ya que el sistema tiene un comportamiento próximo a la idealidad
		Ponchon-Savarit	n = 10	Este resultado confirma lo expresado para McCabe-Thiele
		McCabe-Thiele modificado I	n = 12	
		McCabe-Thiele modificado II	n = 10	El resultado coincide con los dos primeros, aunque este método se aplica cuando los calores de vaporización son muy diferentes
		Sección 3.3.3	n = 10	El resultado coincide, ya que las consideraciones del método son aceptables
		Sección 3.3.4	n = 14	El resultado es muy diferente, por lo que su utilización es dudosa en este caso
		Método de Sorel	n = 11	Ya que es un método riguroso, el resultado corrobora lo expresado para los métodos anteriores

Problema	Sistema	Método de Solución	Resultado	Observaciones
2	Agua-Acido acético	McCabe-Thiele	n = 21	La diferencia en el resultado indica el error introducido al aplicar este método a sistemas con comportamiento alejado de la idealidad
		Ponchon - Savarit	n = 16	
		McCabe-Thiele modificado I	n = 17	Para este problema su aplicación es correcta
		McCabe-Thiele modificado II	n = 15	El resultado indica su utilidad para sistemas con calores de vaporización muy diferentes.
		Sección 3.3.3	n = 21	La diferencia en el resultado se debe a que no se cumplen las consideraciones de este método
		Sección 3.3.4	n = 17	En este caso el resultado es muy aproximado.
		Método de Sorel	n = 16	Este método es riguroso y por lo tanto es confiable

### Conclusiones

El método de McCabe-Thiele es útil cuando se involucran sistemas muy próximos a la idealidad debido a su simplicidad.

El método de Ponchon-Savarit es recomendable para muchos casos, ya que no se hacen consideraciones para su aplicación, pero su trazo

algo complicado, principalmente si los productos son componentes casi puros, y la falta de datos para su construcción lo convierten en un método no muy accesible.

Los resultados obtenidos utilizando el método McCabe-Thiele modificado I, lo hacen recomendable, principalmente para casos como el problema 2.

De acuerdo a los resultados obtenidos con el método McCabe-Thiele modificado II, se recomienda su utilización, principalmente para casos como el problema 2.

El método de la sección 3.3.3 es el equivalente al método de McCabe-Thiele y por lo tanto se recomienda utilizarlo en lugar de éste, ya que es más rápido y no introduce el error involucrado en el trazado de las líneas de equilibrio, de operación y de las etapas.

El método de la sección 3.3.4 se traduce en una ecuación sencilla y fácil de aplicar tomando en cuenta las consideraciones mencionadas; no obstante, dependiendo del sistema, puede requerirse resolver la ecuación en forma rigurosa.

El método de Sorel es en general útil y confiable debido a lo riguroso de su cálculo, su inconveniente es que consume una cantidad de tiempo mayor que los demás métodos, además de ser muy laborioso.

6.4 Extracción Líquido-Líquido

Problema	Sistema	Método de Contacto	Resultado
1	Acido acético - Cloroformo - Agua	Etapa simple	$B_{\min} = 6 \text{ Kg}$ $B_{\max} = 5900 \text{ Kg}$ $Y_{\max} = 95.5 \%$ $S = 62.2 \text{ Kg}$
2		Etapa múltiple, corriente directa	$R' = 44.8 \text{ Kg}$ $E = 202.8 \text{ Kg}$ $x_E = 0.16$ $Y = 0.537$
3	Agua-Acido acético-Eter isopropílico	Etapa múltiple a contracorriente	$n = 9$
4	Etilbenceno-Estireno-Dietilenglicol	Etapa múltiple a contracorriente con reflujo	$n = 15$
5	Agua-Acido acético-Eter isopropílico	Continuo	$n_{\text{TOR}} = 9.7$
6	Dioxano-Agua-Benceno	Etapa simple	$B = 22284 \text{ lb}$
		Etapa múltiple, corriente directa	$B = 602 \text{ lb}$
		Etapa múltiple a contracorriente	$n = 5.6$
		Continuo	$n_{\text{TOR}} = 5.6$



### Conclusiones

Los métodos gráficos en esta operación son los utilizados para casi todos los casos que se presentan en la práctica, ya que - en general los datos de equilibrio se encuentran en forma gráfica y no como constantes, etc. Solo en casos especiales pueden hacerse simplificaciones y es posible utilizar un método - analítico para su solución.

B I B L I O G R A F I A

- 1) Morris and Jackson, "Absorption Towers", Ed. Butterworth, London, 1953.
- 2) Treybal, R. E., "Mass Transfer Operations", McGraw-Hill New York, 1955.
- 3) Mickley, H. S., Chem. Eng. Prog., 45, 739, (1949).
- 4) Nguyen, H. X., Hydroc. Processing, 58, No. 2, Feb. (1979).
- 5) Leva, Chem. Eng. Progress Symp. Serv. 50 (10), 51 (1954).
- 6) Sherwood and Holloway, Trans. Am. Inst. Chem. Engrs. 36, 39 (1940).
- 7) Cornell et Al., Chem. Eng. Progr. 56 (8) 68 (1960).
- 8) Shulman et Al., Am. Inst. Chem. Engrs. J. 1, 253, (1955).
- 9) Fellingner, L., Sc. D. Thesis in Chem. Eng. MIT (1941).
- 10) Sherwood and Holloway, Trans. Am. Inst. Chem. Engrs. 36, 21, (1940).
- 11) Cornell et Al., Chem. Eng. Progr. 56 (8) 68, (1960).
- 12) Gamson, Thodos and Hougen, Trans. Am. Inst. Chem. Engrs. 39, 1, (1943).
- 13) Taecker and Hougen, Chem. Eng. Progr. 44, 529, (1948).
- 14) Shulman and Margolis, Am. Inst. Chem. Engrs. J. 3, 157 (1957).
- 15) Onda, Takeuchi and Okumoto, Am. Inst. Chem. Engrs. J. 5, 235, (1959).
- 16) Colburn, A. P., Ind. Eng. Chem. 33, 459 (1941).
- 17) Sherwood and Pigford, "Absorption and Extraction" Ed. McGraw-Hill, pag. 137-138, 1952.
- 18) Hachmlith, K. H., Chem. Eng. Progr. 45, 716 (1949); 47, 523, 621, (1951).

- 19) Ning, Hsing Chen, Chem. Eng., Mayo (1964).
- 20) Mickley, H. S. and others, "Applied Mathematics in Chem. Eng." McGraw-Hill, N. Y. (1957).
- 21) Shulman et Al., AICHE J. 1, 247, 253-259 (1955); 3, 157 (1957); 5, 280, (1959); 6, 175, 469 (1960); 9, 479 (1963); 13, 1137 (1967); 17, 631 (1971).
- 22) Douglas, J. M., Hydroc. Processing, Nov. 1977, No. 11, pag. 291 .
- 23) Fenske M. R., Ind. Eng. Chem. 24, 482 (1931).
- 24) Ning Hsing Chen, Chem Process Eng., Feb. 1965, pag. 37.
- 25) Ning Hsing Chen, Chem. and Process Eng., 44, 302 (1963).
- 26) G. Boole, "Calculus of finite differences, 2nd. Ed., Dover Public Inc. N. Y. (1960).
- 27) Mickley, H. S., Sherwood, T. K.; Reed, G. E. "Applied Mathematics in Chem. Eng.", McGraw-Hill Co. N. Y. (1957).
- 28) Wiegand, J. H., Trans. Am. Inst. Chem. Engrs., 35, 679 (1939).
- 29) Baker, T. C., Ind. Eng. Chem., 27, 977 (1935).
- 30) White, G. E., Trans. Am. Inst. Chem. Engrs., 36, 359 (1940).
- 31) McCabe, W. L., Thiele, E. W., Ind. Eng. Chem. 17, 605 (1925).
- 32) Ponchon, M., Tech. Moderne, 13, 20 (1921).
- 32.a) Savarit, R., Arts et Metiers (1922) pag. 65, 142, 178, 241, 266, 307.
- 33) Fisher, G. T., Ind. Eng. Chem., Process Design and Development, 2, 384 (1963).
- 34) Robinson, C. S., Gilliland, E. R., "Elements of Fractional Distillation", p. 127, McGraw-Hill, N. Y. (1950).
- 35) Neretnieks, I., Ericson, I., Eriksson, S., British Chem. Eng. 1711,1712.

- 36) Lewis, J. H., White, R. R., Ind. Eng. Chem. 45, 2, 486 (1953).
- 37) Perry, John, H., "Manual del Ingeniero Químico". 3a. Ed. UTEHA 1976.
- 38) McCabe y Smith, "Operaciones Básicas de Ingeniería Química", Ed. Reverté, 1978.
- 39) Foust, A. S., Wenzel, L. A. y otros, "Principios de Operaciones Unitarias" Ed. Continental, 1974.
- 40) Van Winkle, M., "Distillation", McGraw-Hill, 1967.
- 41) Ocon, J., Tojo, G. "Problemas de Ingeniería Química", Ediciones Aguilar, 1976.

N O M E N C L A T U R A

a	Area interfacial del empaque	$\text{ft}^2/\text{ft}^3$
A	Area de transferencia	$\text{ft}^2$
$A_p$	Superficie externa del empaque	$\text{ft}^2$
B	Flujo de solvente puro en el extracto	lb/hr
Ch	Calor húmedo	BTU/lbmol a.s °F
$C_{p_v}$	Calor específico del vapor	BTU/lb °F
$C_L$	Calor específico de la fase líquida	BTU/lbmol °F
$C_{p_A}$	Calor específico del vapor (en Humidificación)	BTU/lb °F
$\bar{C}_{p_L}$	Calor específico promedio en la fase líquida	BTU/lbmol °F
Cv	Calor específico del vapor	BTU/lbmol °F
d	Diámetro de la columna	pulgadas
$d_s$	Diámetro de una esfera con superficie igual a la del empaque	ft
D	Flujo de destilado	lbmol/hr
D'	Diámetro de la columna	ft
G	Coefficiente de difusividad para el gas	$\text{ft}^2/\text{hr}$
L	Coefficiente de difusividad para el líquido	$\text{ft}^2/\text{hr}$
E	Flujo de extracto	lb/hr
E'	Flujo de extracto sobre una base libre de solvente	lb/hr de A + lb/hr de C
E''	Masa velocidad molar del extracto	lbmol/hr $\text{ft}^2$
F	Flujo de alimentación	lb/hr ó lbmol/hr

$F'$	Flujo de alimentación sobre una base libre de solvente	lb/hr de A + lb/hr de C
$g_C$	Constante gravitacional = $4.17 * 10^8$	lbm ft/lbf hr <sup>2</sup>
$G$	Velocidad másica del gas	lb/hr ft <sup>2</sup>
$G'$	Velocidad másica molar del gas	lbmol/hr ft <sup>2</sup>
$G_M$	Flujo molar de la corriente gaseosa	lbmol/hr
$G'_M$	Flujo molar del inerte	lbmol/hr
$G'_S$	Velocidad másica del gas seco	lb/hr ft <sup>2</sup>
$h_G$	Coefficiente de transferencia de calor en el gas	BTU/hr ft <sup>2</sup> °F
$h_L$	Coefficiente de transferencia de calor en el líquido	BTU/hr ft <sup>2</sup> °F
$H_S$	Calor de solución en la fase líquida	BTU/lbmol
$H_F$	Entalpia de alimentación	BTU/lbmol
$H_g$	Altura de la unidad de transferencia para la fase ligera (utilizando el coeficiente individual de transferencia de masa)	ft
$H_G$	Entalpia del gas	BTU/lbmol
$H'_G$	Entalpia del gas (en Humidificación)	BTU/lbmol a. s.
$H'_{G_{MOD}}$	Entalpia del gas modificada (en humidificación)	BTU/lbmol a. s.
$H_L$	Altura de la unidad de transferencia para la fase pesada (utilizando el coeficiente individual de transferencia de masa) en Absorción o Entalpia del líquido en Humidificación y Destilación	ft  BTU/lbmol

$H_{OG}$	Altura de la unidad de transferencia para la fase ligera (utilizando el coeficiente total de transferencia de masa)	ft
$H_{OL}$	Altura de la unidad de transferencia para la fase pesada (utilizando el coeficiente total de transferencia de masa)	ft
$J_D$	Factor J para la transferencia de masa	Adimensional
$k'$	Conductividad térmica del gas	BTU/ hr ft °F
$k'_C$	Coficiente de transferencia de masa individual para difusión contraria equimolar en la fase ligera	lbmol/hr ft <sup>2</sup> (lb mol/ft <sup>3</sup> )
$k_{Ea}$	Coficiente individual de transferencia de masa en el extracto	lbmol/hr ft <sup>3</sup> (fracción mol)
$k_G$	Coficiente individual de transferencia de masa en la fase ligera	lbmol/hr ft <sup>2</sup> (atm ó psi)
$k'_G$	Coficiente individual de transferencia de masa en la fase ligera para difusión contraria equimolar	lbmol/hr ft <sup>2</sup> psi
$k_{Ga}$	Coficiente individual volumétrico de transferencia de masa en la fase ligera para difusión contraria equimolar	lbmol/hr ft <sup>3</sup> psi
$k_L$	Coficiente individual de transferencia de masa en la fase pesada	lbmol/hr ft <sup>2</sup> (lbmol/ft <sup>3</sup> )
$k_{Ra}$	Coficiente individual de transferencia de masa en el refinado	lbmol/hr ft <sup>3</sup> (fracción mol)
$k_{Rz}$	Coficiente individual de transferencia de masa en la fase pesada	lbmol/hr ft <sup>2</sup> (fracción mol)

$k_Y$	Coefficiente individual de transferencia de masa en la fase ligera	$\text{lbmol/hr ft}^2$ (fracción mol)
$k'_Y$	Coefficiente individual de transferencia de masa en la fase ligera para difusión contraria equimolar	$\text{lbmol/hr ft}^2$ (fracción mol)
$k_Y$	Coefficiente individual de transferencia de masa en la fase ligera	$\frac{\text{lbmol soluto}}{\text{hr ft}^2 \text{ (rel. mol)}}$
$K_E^a$	Coefficiente total de transferencia de masa en el extracto	$\frac{\text{lbmol}}{\text{hr ft}^3 \text{ (frac. mol)}}$
$K_R^a$	Coefficiente total de transferencia de masa en el refinado	$\frac{\text{lbmol}}{\text{hr ft}^3 \text{ (frac. mol)}}$
$K_X$	Coefficiente total de transferencia de masa en la fase pesada	$\frac{\text{lbmol}}{\text{hr ft}^2 \text{ (frac. mol)}}$
$K_Y$	Coefficiente total de transferencia de masa para la fase ligera	$\frac{\text{lbmol}}{\text{hr ft}^2 \text{ (frac. mol)}}$
$L$	Masa velocidad del líquido	$\text{lb/hr ft}^2$
$L'$	Masa velocidad molar del líquido	$\text{lbmol/hr ft}^2$
$L_M$	Flujo molar del líquido	$\text{lbmol/hr}$
$L'_M$	Flujo molar del componente inerte	$\text{lbmol/hr}$
$m$	Pendiente de la línea de equilibrio	
$M$	Peso molecular	$\text{lb/lbmol}$
$n$	número teórico de platos	
$N$	Composición del solvente B sobre una base libre de solvente	$\frac{\text{lb B}}{\text{lb A} + \text{lb C}}$
$N_g$	Número de unidades de transferencia para utilizarse con $H_g$	Adimensional



$N_L$	Número de unidades de transferencia a utilizarse con $H_L$	Adimensional
$N_{og}$	Número de unidades de transferencia para utilizarse con $H_{og}$	Adimensional
$N_{OL}$	Número de unidades de transferencia para utilizarse con $H_{OL}$	Adimensional
$N_p$	Número teórico total de platos	
$p$	Presión parcial del componente que se difunde	psi
$P$	$p - p_i$	psi
$P_{BM}$	Presión media logarítmica del inerte	atm ó psi
$P_{gf}$	Presión del gas en la interfase	psi
$P_i$	Presión parcial en la interfase del componente que se difunde	psi
$P$	Caída de presión	$\frac{\text{pulg. col. agua}}{\text{ft de empaque}}$
$Pr$	Número de Prandtl	Adimensional
$P_t$	Presión total en el sistema	psia
$P^\circ$	Presión de vapor	psia
$q$	Calor transferido al sistema	BTU/hr
$Q_B$	Calor suministrado en el rehervidor	BTU/hr
$Q_C$	Calor retirado en el condensador	BTU/hr
$Q_L$	$Q_{Ln} + \bar{Q}_{Lm}$	BTU/hr
$Q_{Ln}$	Pérdidas de calor en la zona de rectificación	BTU/hr
$\bar{Q}_{Lm}$	Pérdidas de calor en la zona de agotamiento	BTU/hr
$R$	Flujo de refinado	lb/hr
$R_D$	Relación de reflujo en destilación	

$R'$	Constante de los gases = 1.986	BTU/lbmol °R
	δ Flujo de refinado sobre una base libre de solvente	lb/hr A + lb/hr C
$S$	Area de flujo en la torre	ft <sup>2</sup>
$S'$	Flujo de solvente sobre una base libre de solvente	lb/hr A + lb/hr C
$Sc$	Número de Schimdt	Adimensional
$S_F$	Flujo de solvente	lb/hr
$T_{as}$	Temperatura de saturación adiabática	°F
$T_c$	Temperatura crítica	°R
$T_{dp}$	Temperatura del punto de rocío	°F
$T_G$	Temperatura de la fase gaseosa	°F
$T_{Gd}$	Temperatura de rocío del vapor	°F
$T_L$	Temperatura de la fase líquida	°F
$T'_L$	Temperatura del líquido	°F
$T_{Lb}$	Temperatura de burbuja del líquido	°F
$T_o$	Temperatura de referencia	°F
$T_{wb}$	Temperatura de bulbo húmedo	°F
$U$	Velocidad del gas	ft/sec
$w$	Flujo del componente más volátil en destilación continua	lbmol/hr
$W$	Flujo del producto de fondo	lbmol/hr
$W_g$	Flujo de la fase ligera o fracción peso	lb/hr
$x$	Fracción mol δ fracción peso en el líquido	
$X$	Relación mol en el líquido	
	o composición del soluto sobre una base libre de solvente (en Extracción)	$\frac{lb C}{lb A + lb C}$

$y$	Fracción mol ó fracción peso en el gas ó composición del soluto sobre una base libre de solvente	$\frac{\text{lb C}}{\text{lb A} + \text{lb C}}$
$Y$	Relación mol ó relación peso en el gas	
$Y'$	Humedad absoluta	$\frac{\text{lb vapor}}{\text{lb gas seco}}$
$Y'_{as}$	Humedad absoluta en la saturación (a la temperatura de saturación adiabática)	$\frac{\text{lb vapor}}{\text{lb gas seco}}$
$z_F$	Concentración promedio de la alimenta- ción, fracción mol	
$z$	Altura de la torre	ft
$\alpha$	Volatilidad relativa	
$\epsilon$	Fracción hueca del empaque seco	
$\epsilon_0$	Fracción hueca del empaque húmedo	
$\lambda$	Calor latente de vaporización	BTU/lbmol
$\lambda'$	Calor latente de vaporización	BTU/lb
$\lambda_{mod}$	Calor latente de vaporización modificado	BTU/lbmol
$\lambda_0$	Calor latente de vaporización a la tem- peratura de referencia	BTU/lbmol
$\mu'_g$	Viscosidad del gas	lb/ft hr
$\mu_l$	Viscosidad del líquido	centipoises
$\mu'_l$	Viscosidad del líquido	lb/ft hr
$\rho_g$	Densidad del gas	lb/ft <sup>3</sup>
$\rho_l$	Densidad del líquido	lb/ft <sup>3</sup>
$\sigma$	Tensión superficial	dinas/cm
$\phi_{LT}$	Retención de líquido, fracción de volu- men empacado	